

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS DE MINAS

PROYECTO FIN DE CARRERA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y COMBUSTIBLES

**DIMENSIONAMIENTO DEL PROCESO DE LICUACIÓN DE
UNA PLANTA DE GAS NATURAL OFFSHORE**

PABLO FERNÁNDEZ TOBAR

MARZO DE 2012

TITULACIÓN: INGENIERO DE MINAS

PLAN 1996

Autorizo la presentación del proyecto

Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de gas natural offshore

Realizado por

D. Pablo Fernández Tobar

Dirigido por:

Prof. Ljiljana Medic Pejic

Firmado: **Prof. Ljiljana Medic Pejic**

Fecha:.....

AGRADECIMIENTOS

Quisiera agradecer en primer lugar al departamento de ingeniería química y combustibles, que me ha brindado su ayuda en todo momento y que gracias a él he podido realizar este proyecto.

También se lo quiero agradecer a mi familia y amigos por apoyarme y a todas esas personas que he conocido en esta escuela y me han acompañado estos años, en especial a Berta.

Por último quiero agradecer a todo los profesores de la escuela, por todo lo que he aprendido, tanto dentro del ámbito académico como fuera de él, que me han hecho crecer sobre todo como persona y estar orgulloso de pertenecer a esta escuela.

ÍNDICE

RESUMEN.....	VI
ABSTRACT	VI

DOCUMENTO 1: MEMORIA

1 OBJETIVO Y ALCANCE.....	2
2 ANTECEDENTES	3
2.1 Gas Natural Licuado (GNL)	3
2.2 Mercado de GNL	6
2.3 Plantas de licuación de GNL	13
3 SELECCIÓN DEL PROCESO DE LICUACIÓN DE GAS NATURAL.....	17
3.1 Criterios de cumplimiento del proceso de licuación offshore.....	17
3.2 Comparación de cada uno de los criterios de selección del proceso offshore	20
3.3 Selección del proceso de licuación	21
3.4 Elección del refrigerante	25
3.5 Procesos candidatos para la licuación offshore.....	26
3.6 Justificación de la selección.....	31
4 SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE LICUACIÓN	36
4.1 Descripción del proceso.....	36
4.2 Diagrama de flujo	37
4.3 Cálculos y resultados	40
5 DISEÑO.....	52
5.1 Descripción de los equipos	52
5.2 Descripción de la instalación	67
6 BIBLIOGRAFÍA	75
6.1 Bibliografía general	75
6.2 Direcciones electrónicas	79

DOCUMENTO 2: ESTUDIO ECONÓMICO

1 INVERSIÓN	81
-------------------	----

DOCUMENTO 3: ANEXOS

ANEXO A: SIMULACIÓN DE LA PLANTA	84
ANEXO B: GENERADORES ELÉCTRICOS INDUSTRIALES	115
ANEXO C: ACCIDENTES IMPORTANTES DE GNL.....	120

ANEXO D: TABLAS DE CONVERSIÓN DE UNIDADES	126
ANEXO E: CATÁLOGO DE EQUIPOS.....	128

INDICE DE FIGURAS

DOCUMENTO 1: MEMORIA

Figura 1: Incremento de la demanda mundial de GNL.....	5
Figura 2: Crecimiento de la demanda global de GNL	6
Figura 3: Reservas, producción y consumo mundial de gas natural	7
Figura 4: Esquema de la cadena integrada del GNL.....	8
Figura 5: Capacidad de producción de GNL por regiones.....	10
Figura 6: Coste de transporte del GNL frente al gasoducto.....	12
Figura 7: Disposición final de una planta offshore sobre un buque.....	15
Figura 8: Esquema de distribución de los principales equipos en buque FPSO	19
Figura 9: Ciclo Brayton inverso y diagrama T-s.....	24
Figura 10: Proceso de licuación basado en expansión de nitrógeno	26
Figura 11: Proceso de licuación con doble expansión de nitrógeno	28
Figura 12: Proceso de licuación de gas con un refrigerante mixto único	29
Figura 13: Proceso con dos refrigerantes mixtos	30
Figura 14: Proceso con un refrigerante mixto con un ciclo de pre-enfriamiento.....	31
Figura 15: Tecnologías de licuación en función de su capacidad	32
Figura 16: Comparación de la eficiencia en los procesos de GNL	33
Figura 17: Esquema de licuación.....	36
Figura 18: Esquema de tubos en un intercambiador de calor	43
Figura 19: Intercambio de calor en un intercambiador de calor	44
Figura 20: Detalle diagrama cálculos superficie intercambiadores	45
Figura 21: Geometría interior de un intercambiador helicoidal.....	46
Figura 22: Diseño caja fría.....	58
Figura 23: Intercambiador de tubos helicoidales de Linde	59
Figura 24: Elementos de un intercambiador de carcasa y tubo.....	65
Figura 25: Configuración de intercambiadores T.E.M.A	66
Figura 26: Vista externa de un buque FPSO-LNG de 220 000 m ³	68
Figura 27: Disposición interior FLNG.....	68
Figura 28: Categorías de tanques.....	69

Figura 29: Factores clave en los tanques de almacenamiento.....	70
Figura 30: Vista interior de un tanque IHI-SPB	71
Figura 31: Brazo de descarga en la configuración lado-a-lado	71
Figura 32: Tándem o lado-a-lado offloading	72

ÍNDICE DE TABLAS

DOCUMENTO 1: MEMORIA

Tabla 1: Rangos de la composición típica de los constituyentes del GNL	3
Tabla 2: Comparación de medios de transporte para productos gaseosos	11
Tabla 3: Trenes de GNL por proceso de licuación	14
Tabla 4: Procesos de GNL para proyectos de GNL offshore.....	23
Tabla 5: Comparación tecnologías basadas en expansión y con Refrigerante Mixto	25
Tabla 6: Relación de equipos.....	38
Tabla 7: Caudal de diseño de gas natural.....	41
Tabla 8: Condiciones del feed gas	41
Tabla 9: Condiciones específicas para la simulación.....	42
Tabla 10: Superficie de intercambio de los intercambiadores	45
Tabla 11: Dimensionamiento intercambiador helicoidal	47
Tabla 12: Resultados compresor C01	49
Tabla 13: Resultados turbina T01	50
Tabla 14: Resultados bomba B01	51
Tabla 15: Potencia demandada	56
Tabla 16: Parámetros de turbinas de gas.....	57
Tabla 17: Parámetros de diseño intercambiadores de calor	62
Tabla 18: Comparación intercambiadores	63
Tabla 19: Capacidades de buques	69
Tabla 20: Caudal y diámetro de brazo de carga.....	73

DOCUMENTO 2: ESTUDIO ECONÓMICO

Tabla 1: Resumen de la inversión	81
Tabla 2: Distribución de costes.....	82

RESUMEN

Este proyecto consiste en el dimensionamiento del proceso de licuación de una planta offshore para la producción de gas natural licuado, usando únicamente N₂ como refrigerante, evitando de este modo riesgos potenciales que podrían surgir con el uso de refrigerantes mixtos compuestos de hidrocarburos. El proceso ha sido diseñado para acomodar 35,23 kg/s (aproximadamente un millón de toneladas por año) de gas natural seco, sin separación de gases licuados de petróleo (GLP) y ajustarlo dentro de los parámetros requeridos en las especificaciones del proceso. Para proceder al dimensionamiento del proceso de licuación de gas natural de la planta se ha empleado el programa Aspen Plus.

Los sistemas floating production, storage and offloading para licuar el gas natural (LNG-FPSO), es una nueva unidad conceptual y un modo realista y efectivo para la explotación, recuperación, almacenamiento, transporte y agotamiento de los campos marginales de gas y las fuentes de gas asociadas offshore.

En el proyecto se detalla el proceso, equipos necesarios y costes estimados, potencia aproximada requerida y un breve análisis económico.

ABSTRACT

This project consist of the dimensioning of a liquefaction process in an offshore plant to produce liquefied natural, using only N₂ as refrigerant in the cooling cycles to avoid potential hazards of mixed hydrocarbon refrigerants. The process was designed to accommodate 35.23 kg/s (roughly 1 MTPA) of raw natural gas feed without separation of LPG, and fits within all parameters required in the process specifications. The plant has been designed with the computer tool Aspen Plus.

The floating production, storage and offloading system for liquefied natural gas (LNG-FPSO), is a new conceptual unit and an effective and realistic way for exploitation, recovery, storage, transportation and end-use applications of marginal gas fields and offshore associated-gas resources.

The following report details the process, equipment needs and estimated costs, approximated power requirements, and a brief economic analysis.

DIMENSIONAMIENTO DEL PROCESO DE LICUACIÓN DE UNA PLANTA DE GAS NATURAL OFFSHORE

DOCUMENTO 1: MEMORIA

1 OBJETIVO Y ALCANCE

Este proyecto tiene por objeto el dimensionamiento del proceso de licuación de una planta offshore de producción de gas natural licuado que se instala a bordo de un barco FPSO-LNG (Floating, Production Storage, and Offloading-Liquefied Natural Gas) de 345 m de eslora, 55 m de manga y 14 m de calado con una capacidad de almacenamiento de GNL de 190 000 m³ que se acopla en zonas remotas del mar en donde las condiciones climatológicas no sean extremas (ni climas demasiado cálidos, ni demasiado gélidos), recibiendo y licuando el gas. La planta de licuación de gas natural offshore FPSO-LNG va a usar únicamente N₂ en el ciclo de refrigeración en vez de incluir refrigerantes mixtos (hidrocarburos) debido a la existencia de posibles fugas en el sistema que pueden llevar a acumulaciones potencialmente peligrosas. También se abordarán los siguientes temas: proceso de enfriamiento y licuación (incluye intercambiadores criogénicos e intercambiadores de carcasa y tubo), tipo y tamaño de turbinas para los compresores y medio refrigerante exterior (agua).

No se tendrá en cuenta en este proyecto los procesos de purificación a los que tiene que someterse el gas natural para eliminar los hidrocarburos pesados, los contaminantes y trazas de humedad.

Mientras el proceso de licuación consume una considerable cantidad de energía, su atractivo reside en la reducción del volumen de almacenamiento y transporte requeridos, ya que el GNL ocupa aproximadamente 1/600 del volumen de gas natural. Además la movilidad de las plantas offshore reducirá los costes de construcción de nuevos gaseoductos e instalaciones de compresión que podrían, por otro lado, ser requeridas para transportar el gas a una planta onshore.

Se abordarán estos temas teniendo en cuenta los complejos y numerosos desafíos técnicos y comerciales afrontados por los proyectos de Floating Liquefied Natural Gas.

2 ANTECEDENTES

2.1 Gas Natural Licuado (GNL)

2.1.1 ¿Qué es el gas natural licuado?

El gas natural licuado (GNL) es gas natural que ha sido procesado para ser transportado en forma líquida, lo cual ocurre a una temperatura aproximada de -161°C a presión atmosférica. La licuación reduce el volumen del gas aproximadamente 600 veces haciéndolo así más económico para transportarlo a grandes distancias en embarcaciones marítimas especiales. Es la mejor alternativa para monetizar reservas en sitios apartados donde no es económico llevar el gas al mercado directamente a través de los sistemas de gasoductos tradicionales ya que resultan menos atractivos económicamente y podrían ser técnica o políticamente no factibles. De esta manera, la tecnología del GNL hace disponible el gas natural a la totalidad del mundo.

El proceso de licuación del gas natural requiere de la extracción de algunos de sus componentes no-metano como el agua y el dióxido de carbono; esto se hace para evitar que se solidifiquen cuando el gas es enfriado a la temperatura del GNL (-161°C). A consecuencia de esto, el GNL está típicamente compuesto de metano, como se muestra en la tabla 1.

Tabla 1: Rangos de la composición típica de los constituyentes del GNL

Component	Composition Range (mol%)
Nitrogen	0.00-1.00
Methane	84.55-96.38
Ethane	2.00-11.41
Propane	0.35-3.21
Isobutane	0.00-0.70
n-Butane	0.00-1.30
Isopentane	0.00-0.02
n-pentane	0.00-0.04

FUENTE: Kidnay and Parrish (2006)

2.1.2 ¿Es el GNL un combustible seguro?

La industria del GNL no está libre de incidentes, pero ha mantenido un record de seguridad industrial envidiable, especialmente durante los últimos 40 años.

La necesidad de suministros adicionales de gas natural, incluyendo la reapertura de instalaciones existentes, ha enfocado la atención pública en la protección y seguridad de las instalaciones de GNL. El seguro y buen funcionamiento de estas instalaciones, tanto de embarcaciones y terminales, y la protección de las mismas de actividades terroristas o de otras formas de accidentes, son una preocupación y responsabilidad compartida por los operadores y las autoridades.

2.1.3 Historia del GNL

La licuación de gas natural se remonta al siglo XIX, cuando el químico y físico inglés Michael Faraday experimentó con la licuación de diferentes tipos de gases, incluyendo el gas natural. El ingeniero alemán Karl Von Linde construyó la primera máquina de refrigeración a compresión en Múnich en 1873.

A finales de los años 30 comenzó a emplearse en los Estados Unidos la licuación de gas natural para su almacenamiento temporal, pero la explosión de un depósito de GNL, ocurrida en Cleveland en 1940 y que produjo más de un centenar de muertos, puso fin a esta experiencia, retrasando la aplicación de esta tecnología durante más de veinte años.

Es a mediados de los años 50, y a raíz de un informe publicado por el Banco Mundial, cuando la compañía Continental Oil y el Gas Council británico se interesaron por este problema, transformando un buque de carga seca al transporte de gas líquido, el “Methane Pioneer”, que realizó en el año 1959 el primer transporte marítimo experimental de GNL entre Lake Charles (Luisiana) y Canvey Island (Gran Bretaña).

El éxito de las primeras experiencias realizadas con este buque llevó a numerosas compañías a interesarse por este sistema y así, en 1964, arrancó la primera cadena comercial de transporte de GNL entre Arzew (planta de Camel) en Argelia y los puertos del Havre (Francia) y Canvey Island en Gran Bretaña. Con la puesta en marcha de la planta de Camel, el Reino Unido empezó a ser el primer importador mundial de GNL y

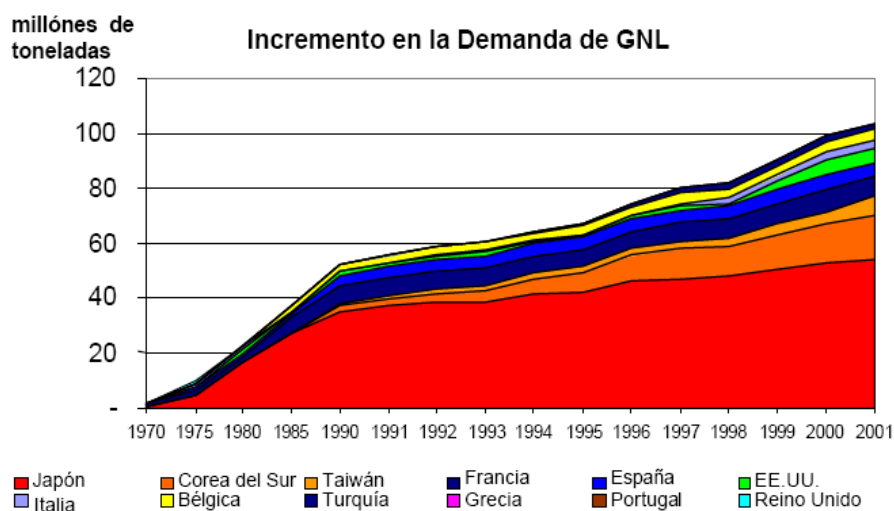
Argelia el primer exportador. Argelia se ha convertido desde entonces en uno de los mayores suministradores mundiales de gas natural como GNL.

Una vez que este concepto demostró funcionar en Reino Unido, se construyeron más plantas de licuación y terminales de importación en regiones tanto del Pacífico como del Atlántico.

Los grandes importadores de GNL se encuentran en el Lejano Oriente. Entre Taiwán, Japón y Corea del Sur, reciben más de la mitad del GNL comercializado en el mundo. Estos importadores dependen del GNL para la generación eléctrica.

Países que dependían del gas, vía gasoducto, están iniciando proyectos de licuación para diversificar y garantizar el suministro y no depender únicamente de un único suministrador. Este es el caso del centro de Europa, donde su dependencia de los gasoductos rusos es muy importante.

Año tras año se incrementa la demanda mundial de GNL, como puede observarse en la figura 1, superando en estos momentos el 25 % del comercio internacional de gas natural.



Fuente: "Cedigaz", "BP Statistical Review of World Energy June 2002"

Figura 1: Incremento de la demanda mundial de GNL

2.2 Mercado de GNL

2.2.1 Situación del mercado

2.2.1.1 ¿Por qué es el GNL una fuente competitiva de gas natural?

Con el GNL se consigue que las reservas de gas natural más alejadas de los puntos de consumo puedan ser monetizadas. Es necesario, además, para poder dar solución técnica a problemas políticos que hagan poco viable la construcción de gasoductos y posibilita la diversificación de los puntos de suministro y no depender de uno único, como en el caso del transporte a través de gasoducto.

La lejanía de las reservas a los puntos de consumo y la evolución de los principales mercados, crean la necesidad del mercado GNL para abastecer sus previsiones de demanda energética.

En la figura 2 se observa el crecimiento de la demanda global de GNL.

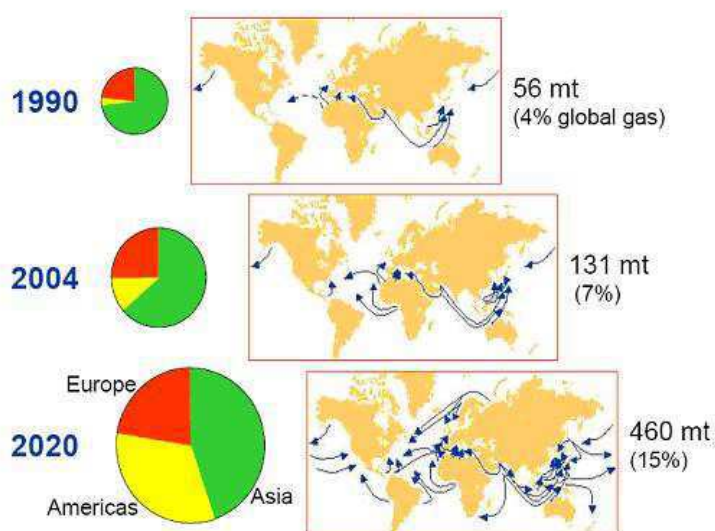


Figura 2: Crecimiento de la demanda global de GNL

Existen grandes reservas de gas natural en el mundo, como se ve en la figura 3 actualizada hasta 2010, ya sea en áreas donde no hay un mercado significativo, donde los recursos de gas natural exceden la demanda local o regional, o donde la opción de instalación de gasoductos está limitada por la viabilidad económica o técnica.

La mayoría de las reservas de hidrocarburos las encontramos en África del Norte, Oeste de África, América del Sur, Caribe, Medio Oriente, Indonesia, Malasia, Noroeste de Australia y Alaska. Parte del gas natural producido en estas localidades es licuado para ser transportado en buques a regiones donde el uso del gas natural excede su suministro doméstico como Japón, Taiwán, Corea, Europa y los EE.UU.

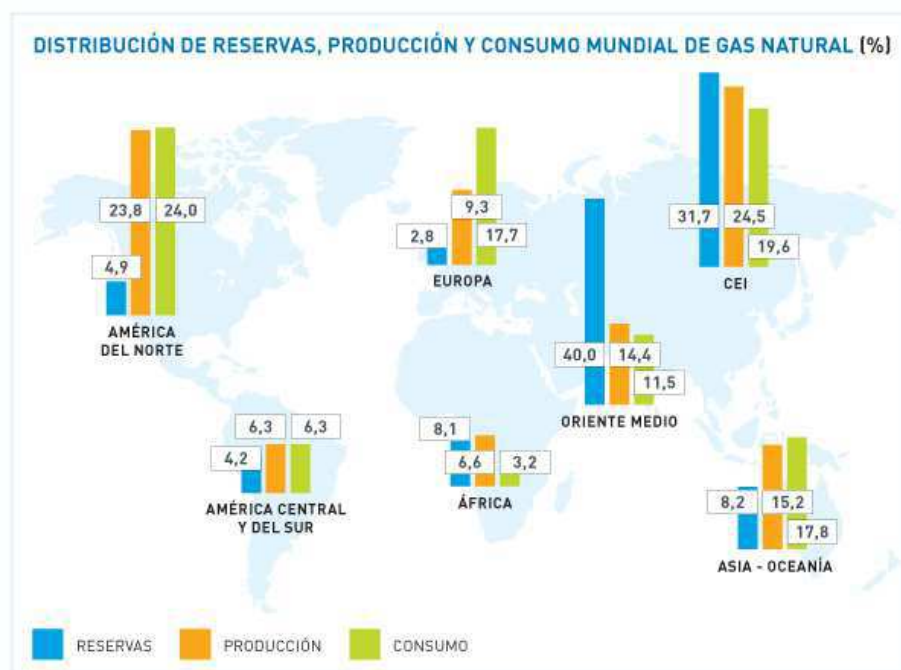


Figura 3: Reservas, producción y consumo mundial de gas natural

2.2.2 Cadena integrada del GNL

La cadena del gas natural es el conjunto de etapas por los que pasa dicho hidrocarburo desde que se encuentra en el yacimiento hasta que llega al consumidor final. Consiste en cuatro segmentos fuertemente dependientes y relacionados entre sí: Exploración y Producción (E&P), licuación y transporte.

En la figura 4 se presenta un esquema de la cadena integrada del gas natural licuado.

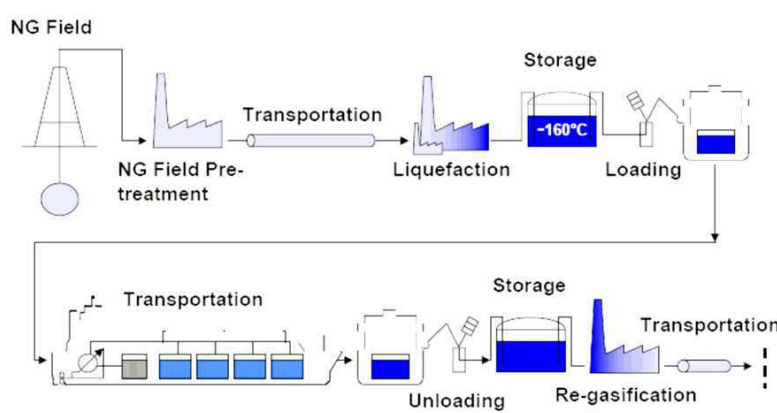


Figura 4: Esquema de la cadena integrada del GNL

Para hacer el GNL disponible para su uso en un país, las compañías deben invertir en cada una de estas etapas:

- **Upstream (Exploración y Producción)**, engloba las actividades de exploración, desarrollo y producción del gas natural.
- **Licuación** para convertir el gas natural en estado líquido.
- **Transporte**. Una vez producido el gas natural licuado se transporta en buques metaneros.
- **Almacenamiento** del GNL en tanques especialmente preparados para ello.
- **Regasificación** para convertir el GNL almacenado, de su fase líquida a su fase gaseosa, listo para ser transportado a su destino final a través del sistema de gasoductos de gas natural.

La importancia de la cadena del gas es;

- **Coordinar todas las fases** para poder conseguir el objetivo de llevar gas desde los pozos hasta los puntos de consumo obteniendo un beneficio económico.
- **Reducir los riesgos**. Las plantas de licuación y regasificación y los buques suponen una enorme inversión, esto hace que los bancos y las propias empresas exijan fuertes garantías de que los proyectos van a llevarse a cabo, y que son viables.
- **Maximizar los beneficios**, llegando a los mercados más rentables.

- **Minimizar los costes**, obteniendo sinergias en las distintas fases, y no duplicando tareas.

Se hace una inversión para transformar el gas natural procedente de un estado inutilizable a uno en el cual el gas natural es óptimo como energía fundamental de combustible y como materia prima para materiales.

La producción de GNL, el transporte en barco y el almacenamiento, son generalmente medidos en toneladas métricas y metros cúbicos mientras que el gas natural es generalmente presentado en pies cúbicos o en metros cúbicos.

2.2.2.1 Exploración y Producción (E&P)

El primer segmento en la cadena integrada del GNL es la exploración y producción.

La mayor parte de las reservas de gas natural se encuentran situadas en puntos lejanos y aislados, en lo que se denomina reservas varadas o stranded.

Los países líderes productores de gas natural que lo comercializan en forma de GNL a los mercados mundiales son Argelia, Indonesia, Malasia y Qatar. Muchos otros países están creciendo rápidamente como productores de gas natural y exportadores de GNL como Australia y Nigeria. Países como Angola y Venezuela están procurando alcanzar su máximo potencial en el mercado mundial de GNL, y países como Arabia Saudita, Egipto e Irán, tienen grandes reservas de gas natural, por lo que podrían también participar como exportadores de GNL.

En la figura 5 se observa el incremento esperado en la capacidad de producción de gas natural licuado en millones de toneladas por año desde el año 2005 hasta el año 2020.

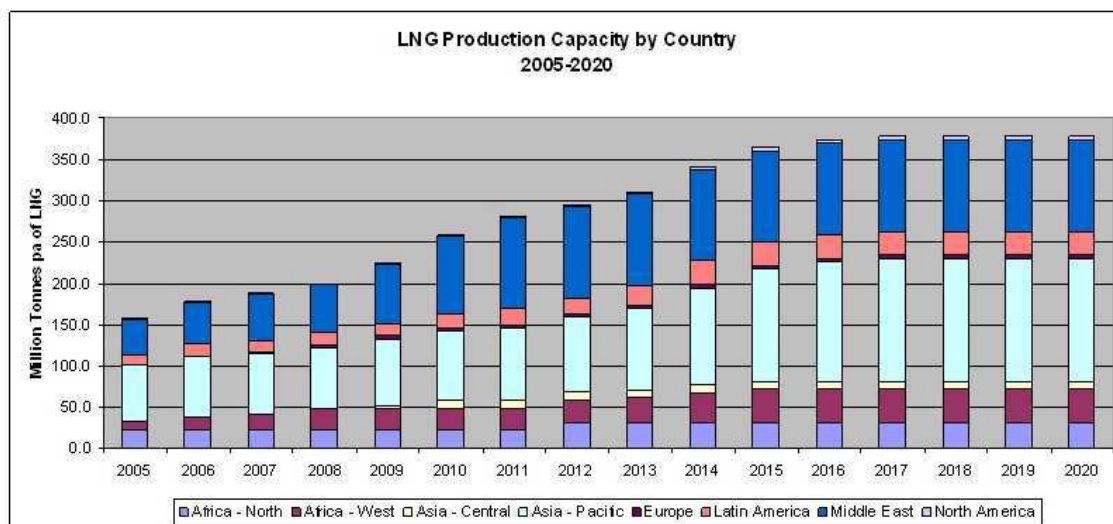


Figura 5: Capacidad de producción de GNL por regiones

2.2.2.2 Licuación

El proceso de licuación del gas natural para su transporte consiste en obtener gas natural licuado, disminuyendo la temperatura del gas hasta los -163°C a presiones levemente superiores (decenas de milibares) a la atmosférica.

Al licuar el gas natural, su volumen se reduce 600 veces con respecto a su volumen original, lo que quiere decir que utiliza 1/600 del espacio requerido por una cantidad comparable de gas a temperatura ambiente y presión atmosférica.

2.2.2.3 Transporte

Las formas mayoritarias de transporte son por gasoducto y por buque. Aunque el transporte de gas natural se realiza mayoritariamente por gasoducto, el transporte por metanero va aumentando en cantidad y en porcentaje. Algunos países sólo reciben GNL (Japón, Corea del Sur, India), y otros que tienen previsto aumentar la importación, sólo podrán hacerlo con GNL.

El buque presenta ciertas diferencias respecto al transporte marítimo:

- se pueden cambiar las rutas: para un mismo origen puede haber diferentes destinos, y para un mismo destino puede haber diferentes orígenes.

- pueden realizarse mayores opciones de compra-venta de producto, antes y durante el transporte.
- para grandes distancias y grandes cantidades el transporte por buque tiene un coste de transporte de la unidad de energía más bajo que el gasoducto.
- a pequeñas distancias el transporte por buque tiene un coste mayor que el gasoducto, debido al coste de las instalaciones (en origen, de transporte y en destino).

En la tabla 2 se comparan las ventajas e inconvenientes del transporte del gas natural mediante buque y gasoducto.

Tabla 2: Comparación de medios de transporte para productos gaseosos

Medio	Ventajas	Inconvenientes
Buque	Muy bajo costo específico. Consumo energético óptimo. Navega por aguas internacionales.	Elevada inversión inicial, usualmente además en países conflictivos. Exige importantes capacidades de almacenamiento en tierra. Se ve afectado por las condiciones meteorológicas. Origen de posibles problemas contra la seguridad.
Gasoducto	Bajo coste específico. Gran simplicidad operacional. Bajo consumo energético. Elevadísimas posibilidades de automatización. Continuidad de servicio. Altísima fiabilidad.	Escasa flexibilidad ante cambios en la localización del consumo. Obligación de paso por zonas usualmente muy “inestables”.

El gráfico de la figura 6 muestra una estimación de los costes comparados de buque y gasoducto. Es una figura orientativa, pues existen muchos condicionantes que hay que comparar.

Se puede ver, que conforme incrementa la distancia a la que tiene ser transportado el gas natural, el uso de GNL tiene ventajas económicas sobre el uso de gasoductos. En general, la licuación del gas natural y su transporte marítimo en buque, resulta más económico que el transporte del gas natural a través de gasoductos marítimos para

distancias mayores de 700 millas (1 126 km) o, si se trata de gasoductos en tierra, para distancias mayores de 2200 millas (3 540km).

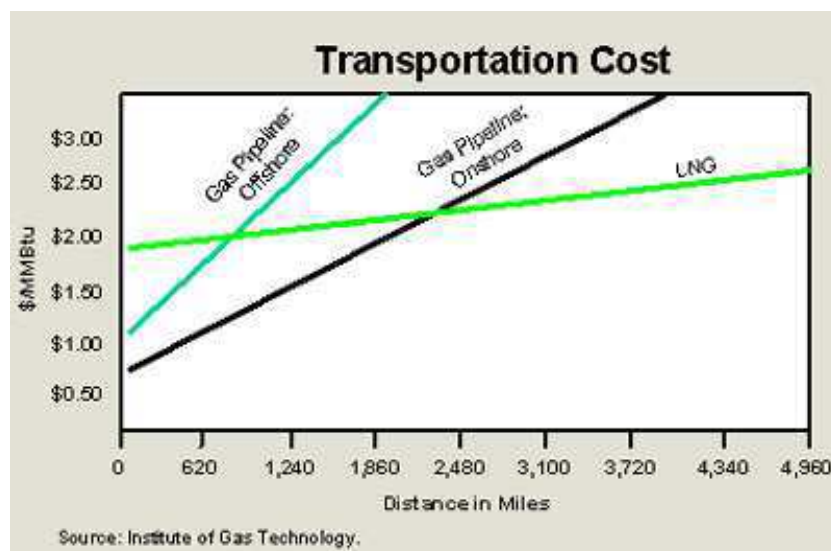


Figura 6: Coste de transporte del GNL frente al gasoducto

En este gráfico, el término coste “\$/MMBtu” o dólares por millón de British Thermal Unit, es una medida estándar del poder calorífico contenido en los combustibles. El gráfico refleja la comparación entre gas natural transportado a través de gasoductos y gas natural transportado como GNL.

2.2.2.4 Almacenamiento y regasificación

Al final de su destino el GNL puede ser usado en diferentes fines. Para devolver al GNL su estado gaseoso se alimenta a una planta de regasificación donde el volumen del gas vuelve a aumentar 600 veces al pasar de fase líquida a fase gaseosa. Este gas es después regulado a presión y entra a la red de transporte de gasoductos como gas natural.

2.3 Plantas de licuación de GNL

Debido a que la capacidad de producción de GNL continúa creciendo y el valor del gas natural permanece alto, el ímpetu por monetizar los recursos no tradicionales de gas natural también crece.

2.3.1 Plantas de gas natural licuado onshore

El punto de partida lógico para cualquier nuevo escenario de producción de GNL debería ser la industria y los procesos existentes. La industria de GNL onshore tiene ahora más de 40 años de historia empezando con las operaciones permanentes de la planta de licuación de Camel en Argelia en 1964.

Las plantas más tempranas utilizaban procesos de licuación bastantes simples, basados en el proceso de refrigeración en cascada o en el de refrigerante mixto y con una capacidad de tren menor de un millón de toneladas por año.

En 1972, se utilizó el primer proceso de licuación de dos ciclos usando un refrigerante mixto con propano pre-enfriado. Este proceso empezó a dominar la tecnología de los procesos de licuación a finales de la década de los 70 y hoy en día, continúa siendo uno de los preferidos de la industria de GNL. Durante este periodo, diversas empresas han llevado a cabo significativas mejoras en el proceso original, además la economía de escala mejoró las herramientas de simulación de procesos y el rendimiento de los equipos lo que todo junto ha llevado a una disminución drástica de los costes de instalación en las plantas de licuación y ha incrementado la capacidad de los trenes de licuación.

Históricamente, la selección del ciclo de licuación era una elección sencilla de hacer: el proceso de licuación de dos ciclos usando un refrigerante mixto con propano pre-enfriado. La tabla muestra trenes de licuación actualmente operando (actualizada a Noviembre de 2004), y previstos (en el caso del proceso de tres refrigerantes en cascada/AP-X).

Tabla 3: Trenes de GNL por proceso de licuación

Liquefaction Process Nov -04	Licensor	Number of Trains			Startup Year	% of Market
		Running	Constr.	Planned		
Propane Precooled MR	APCI	55	9	?	1972	77%
Optimised Cascade	Conoco-Phillips	3	4	?	1999	9%
Single Refrigerant MR	APCI	4	-	-	1970s	5%
Classic Cascade	Marathon/Phillips	1	-	-	1969	1%
Teal Dual Pressure MR		1	-	-		1%
Prico Single Stage MR	Black & Veatch	2	-	-		2%
MR Processes (C3MR & Dual -MR)	Shell	-	3	?	2005	4%
Multifluid Cascade	Linde-Statoil	-	1	?	2006	1%
AP-X Process	APCI	-	-	3 (4)	2007/2008	0%
<i>Note : % of Market based on percentage of total trains running and under construction</i>						

Fuente: BARCLAY, Michael; DENTON, Noel (2005)

La tabla 3 ilustra dos puntos clave:

- El proceso de un solo refrigerante mixto con un ciclo de pre-enfriamiento (C3MR) de la compañía APCI domina la industria;
- ha habido una considerable diversificación en los procesos de licuación en los últimos 7-10 años.

Este incremento en la competencia ha llevado a un incremento en la capacidad de los trenes, una mejora en la integración de los controladores, y una reducción en los costes de capital.

2.3.2 Plantas de gas natural licuado offshore

La producción de GNL offshore ha generado interés porque ofrece el potencial para evitar la quema o reinyección del gas asociado y monetizar los pequeños o remotos campos de gas no asociado.

Hace unos 30 años atrás que la industria de GNL consideró la primera construcción de unas instalaciones de licuación en una plataforma como un medio para comercializar las reservas de gas offshore. El interés en este concepto se ha visto acrecentado en los últimos años por el escaso desarrollo de proyectos de GNL en campos de gas onshore y nearshore.

A medida que la industria del petróleo y el gas natural se mueven mar adentro, más yacimientos de gas natural serán descubiertos.

¿Cómo podemos beneficiarnos de las reservas de gas asociadas o de las reservas de gas varadas? La producción de GNL offshore tiene el potencial para capturar los beneficios asociados con las instalaciones de crudo. Esto elimina la necesidad de infraestructuras y proporciona almacenamiento. En estos casos, el uso de una planta offshore puede ser más económico que una planta tradicional en tierra.

La figura 7 muestra la estructura de una planta offshore sobre un buque.



Figura 7: Disposición final de una planta offshore sobre un buque

2.3.2.1 Ventajas e inconvenientes de plantas de gas natural offshore

Una planta offshore puede reducir el coste de producción asociado, así como también proporcionar máxima flexibilidad en el desarrollo de una fuente de gas.

Tradicionalmente el gas asociado ha sido reinyectado y las reservas de gas remotas se estaban dejando sin explotar debido a la dificultad de entregar productos gaseosos al mercado.

La movilidad de las plantas offshore reducirá los costes de construcción de nuevos gaseoductos e instalaciones de compresión que podrían, por otro lado, ser requeridas para transportar el gas a una planta onshore. Se elimina la necesidad de construcción de las costosas plataformas.

Otras ventajas de las instalaciones offshore incluyen la eliminación de los costes de preparación del sitio, puertos o rompeolas desarrollados y el continuo dragado que son generalmente requeridos para las plantas onshore.

Todo esto elimina la necesidad de infraestructuras locales para transportar el crudo a tierra.

Los conceptos de producción, almacenamiento y offloading de GNL flotante (LNG FPSOs) tienen numerosas ventajas sobre las plantas de licuefacción convencionales para recursos offshore, pues pueden colocar la capacidad en el navío directamente de los campos distantes y evitar los caros costos de las tuberías offshore y la capacidad de mover la instalación de la producción a una nueva posición una vez que el campo existente se agote. La tecnología ha sido discutida y evaluada durante las décadas precedentes, pero aún tiene que alcanzar la realidad comercial. Sin embargo, los precios del GNL y, en particular, la disminución de las oportunidades de proyectos de GNL convencionales proporciona un impulso importante para su desarrollo.’

3 SELECCIÓN DEL PROCESO DE LICUACIÓN DE GAS NATURAL

Parece poco probable que un único proceso de licuación pueda satisfacer de igual modo las necesidades de la amplia gama de requerimientos de las plantas; más bien la selección del proceso de licuación óptimo requiere la consideración de la singularidad de los parámetros de cada oportunidad offshore.

Los proyectos incluyen plataformas con capacidades que van desde menos de 1 millón de toneladas por año a alrededor de 4 millones de toneladas por año, con numerosos factores específicos a considerar, incluyendo la alimentación de gas con diferentes composiciones.

3.1 Criterios de cumplimiento del proceso de licuación offshore

Para una elección adecuada de una planta de licuefacción en un buque metanero es indispensable un esfuerzo de comprensión que permita capacitar la diferenciación de todas las variables y condiciones de operación de la planta. La complejidad y sensibilidad que una planta de este tipo tiene exige un esfuerzo considerable para el conocimiento de las distintas circunstancias que rodean al entorno.

En las plantas de licuefacción en tierra la prioridad que decide la elección es generalmente la eficiencia termodinámica del proceso. En algunos casos, si las horas de operación son más bajas de lo habitual lo que prioriza es el coste de capital y la inversión inicial. En cambio, debido a las limitaciones de la instalación de plantas en buques o en sistemas en alta mar, la prioridad en esta elección vendrá condicionada por otra serie de factores bien distintos.

En los buques metaneros el espacio y la limitación de movimientos es un impedimento que requiere ser tenido muy en cuenta. Para la elección de una planta en el buque, tan importante como el consumo es el espacio. Los equipos del proceso deben elegirse de forma que sean ligeros y que faciliten en la medida de lo posible el acceso a todas las válvulas y centros de control.

El inconveniente de utilizar equipos más pequeños es que generalmente tienen menor eficiencia, pese a que hace más compacta la planta. En cambio, la necesidad del espacio reduce el número de equipos y las dimensiones que se pueden instalar y por tanto las pérdidas asociadas a los desplazamientos se ven reducidas por la cercanía de estos.

Los procesos con nitrógeno poseen mayor consumo específico que los procesos mixtos y de cascada. Estos últimos tienen 0,5 kWh/kg y 0,4 kWh/kg de GNL producido, en cambio, el sistema con nitrógeno ronda los 0,8 kWh/kg. La menor eficiencia del proceso se traduce en una mayor capacidad de los compresores que aumentan la partida de gastos de inversión.

Sin embargo, aunque los sistemas que utilizan refrigerante mixto son los más eficientes, dificultan el manejo y la puesta a punto del refrigerante. Como consecuencia requieren más atención por parte de los operadores y un mayor número de equipos para su adecuación. Todo esto incrementaría el espacio necesario para la instalación de la planta. Por el contrario, refrigerar con N_2 requiere menos equipos de control.

El desarrollo de estos equipos a lo largo de 30 años ha desembocado en un mayor conocimiento de su comportamiento y ha puesto las bases para la instalación de la maquinaria más adecuada en alta mar. Algunas variaciones pueden mejorar significativamente la eficiencia como usar dos expanders (con o sin el mismo fluido), enfriar previamente el gas de alimentación con otro refrigerante (mixto, propano, etc.), y expandir el GNL saturado en varias etapas controladas. En cambio, lo que más se sigue utilizando es el ciclo de expansión simple.

La seguridad es otro factor importante en los buques metaneros. El transporte del gas combustible a través del océano requiere tomar grandes medidas de seguridad. Para la elección de una planta adecuada se ha pensado en considerar la utilización de refrigerantes que no sean inflamables. El uso de refrigerantes inertes como el nitrógeno limita el número de equipos de control y disminuye las distancias requeridas de seguridad entre procesos, por lo que hace más compacto el sistema, además de más seguro. Consecuentemente el sistema no aumenta los niveles de riesgo apreciablemente ni requiere controles de la composición del refrigerante como sí lo hacen los mixtos.

La flexibilidad de la planta es otro factor indispensable para el correcto funcionamiento durante todo el viaje. Las cargas y descargas realizadas por el buque cambian las

condiciones del gas natural y afectan a las condiciones de trabajo de la planta, que debe responder también a este ciclo constante.

Una condición no menos importante es que los equipos que utilice la planta requieran un bajo mantenimiento, para que la planta esté operativa el mayor tiempo posible.

Es aconsejable que los equipos sean diseñados por fabricantes con amplia experiencia en tecnología marítima y diseño de equipo en condiciones desfavorables, con alta humedad y corrosión por el agua salada. Una de las condiciones indispensables en la elección es la fiabilidad de los equipos y de la planta en su conjunto. Como consecuencia, un factor prioritario en la elección es la utilización de equipos que se hayan diseñado expresamente para soportar los movimientos que provoca el buque.

Se debe prestar atención al balanceo y la vibración constante que se provoca en los equipos durante el viaje.

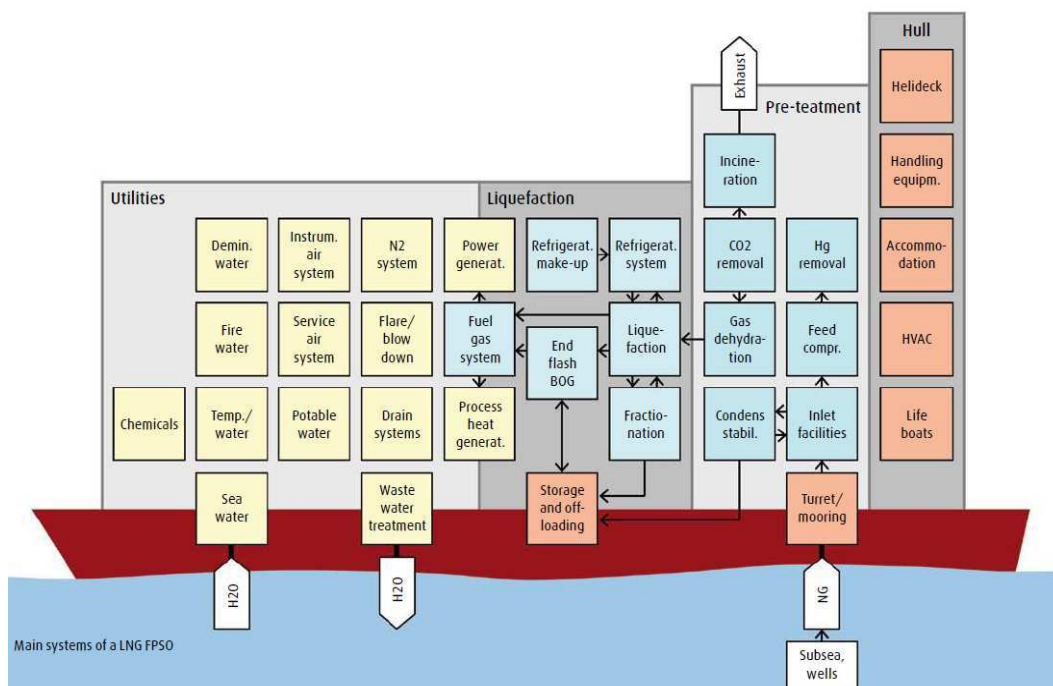


Figura 8: Esquema de distribución de los principales equipos en buque FPSO

La figura 8, en la parte superior, muestra un resumen de los principales sistemas de una instalación de GNL FPSO.

El tratamiento previo y las unidades de proceso de licuefacción representan una parte predominante de las instalaciones con respecto al recuento de los equipos y las necesidades de espacio.

Garantizar una adecuada integración en el diseño del proceso general es vital para el éxito de cualquier proyecto, especialmente para el desarrollo de GNL FPSO, donde existe poca experiencia disponible.

3.2 Comparación de cada uno de los criterios de selección del proceso offshore

Compacto y ligero: La falta de compactibilidad para los ciclos con refrigerante mixto es potencialmente su mayor desventaja. La licuación mediante ciclos con refrigerante mixto requiere una amplia superficie para el almacenamiento y gestión del refrigerante.

La naturaleza inflamable del refrigerante también impone restricciones adicionales en el proceso y diseño de tuberías para garantizar la seguridad del proceso adecuado y el cumplimiento de las normas.

Los procesos de expansión, usando N_2 como refrigerante, tiene el potencial para ser extremadamente compactos porque ellos ponen de relieve:

- Todo el servicio de gas por lo que no hay un gran almacenamiento de refrigerante y sistema de gestión, disminuyendo los requisitos de espacio y peso.
- Disminuyen los espacios porque el refrigerante no es inflamable y existen menos lugares en los que haya restricciones sobre el posicionamiento de los equipos.
- El núcleo de los intercambiadores de calor se puede organizar según sea necesario. Esto permite el diseño de las cajas frías y el diseño en módulos de la distribución de la planta

Alta seguridad del proceso La industria de GNL ha alcanzado un excelente record de seguridad que debe seguir siendo agresivamente protegido, como la edad de las plantas existentes y nuevos procesos.

La transición establecida para los procesos de refrigeración mixta para las instalaciones de producción offshore tienen la ventaja de que sus riesgos y peligros están bien entendidos, documentados y mitigados.

Los procesos de refrigerante mixto y en cascada tienen grandes almacenes de refrigerante inflamable, alta tasa de circulación de refrigerante a través de las líneas del proceso, y amplio potencial de sobrepresión. Esto hace este proceso menos seguro que los procesos basados en la expansión.

Los procesos basados en la expansión tiene una seguridad alta debido a que el refrigerante es inerte.

Medio marino: El diseño hidráulico del proceso de licuación debería considerar en especial la limitación creado por el medio marino. Diversos artículos han resaltado el impacto del movimiento en varios de los equipos del proceso de producción flotante de GNL.

Alta eficiencia: Sólo hay mejoras incrementales para ser hechas en los ciclos de licuación con refrigerante mixto. Ellos eran inicialmente elegidos porque ofrecían la más alta eficiencia y han sido refinados durante los últimos 30 años.

Por otro lado, los procesos basados en la tecnología expander han sido regularmente mejorados con avances en los intercambiadores de vapor y con la configuración de los procesos. La eficiencia de la expansión es fundamental para un funcionamiento eficiente.

Los procesos con doble expansión para la licuación de GNL ofrecen el potencial para aumentar considerablemente la eficiencia de una mejor adecuación de las curvas de enfriamiento del gas natural.

3.3 Selección del proceso de licuación

Los principales ciclos de refrigeración utilizados actualmente en la industria del GNL son: un ciclo frigorífico con expansión libre, con expansión con trabajo, o bien los denominados ciclos en cascada. Cada uno tiene sus ventajas y, dependiendo de la

capacidad de la planta, más de uno podría ser económicamente viable. El empleo de uno u otro sistema de licuación depende esencialmente de la finalidad de la planta, la cual puede ser bien para el suministro de gas en periodos de puntas, o bien para suministros continuos en grandes cantidades para cubrir una carga de base. Existen numerosas variantes de cada ciclo, con algunas características comunes entre todos ellos. La elección del proceso óptimo puede variar en base a la localización y las condiciones ambientales necesarias. Todos los procesos de producción de GNL a gran escala usan o un refrigerante mixto, o bien un componente puro en cascada como refrigeración del ciclo. Los ciclos de refrigeración con expansión, usan todos gas (o mayoritariamente gas) refrigerante y ofrecen baja eficiencia pero muchos beneficios para la licuación offshore.

A grandes rasgos:

- Procesos con refrigerante mixto

Es un ciclo de refrigeración tradicional que utiliza como fluido refrigerante una mezcla de propano, etileno, metano y nitrógeno.

- Procesos en cascada

Presenta dos primeras etapas (una de propano y otra de etileno) que respetan el ciclo frigorífico tradicional. La licuación se produce al final por el efecto Joule-Thompson, al dejar expandir el gas hasta la presión atmosférica.

- Proceso Expander

Los procesos expander y varias de sus variaciones pueden ser considerados para aplicaciones de GNL offshore. Los ciclos de expansión usan nitrógeno como refrigerante y no lo almacenan, lo cual reduce el espacio requerido. Gracias a esto habrá menor distancia entre equipos debido a la naturaleza no inflamable del nitrógeno. Es el más adaptable para la deseable disposición, sin embargo, la eficiencia del proceso es la más baja según vemos en la comparación de la tabla 4, pero es posiblemente el proceso más seguro.

Tabla 4: Procesos de GNL para proyectos de GNL offshore

	C3-MR	Cascade	Single MR	N2 Expansion	DMR*
Thermal Efficiency	High	Medium	Medium	Low	High
Specific Power, kW/ton LNG/day	12.2	14.1	14.5	16.5	12.5
Equipment Count	Medium	High	Low	Medium	Medium
Hydrocarbon Refrigerant Storage	Large	Large	Medium	None	Medium
Reliability	High	High	High	High	High
Specific Capital Investment	Medium	Medium	Low	High	Medium
Suitability for FPSO	Medium	Low	High	High	High
Availability	High	High	High	Medium	High

Fuente: CHIU, Chen-Hwa (2006)

Los procesos basados en la turbo-expansión de gas están bien adaptados para licuación offshore. Un sencillo ciclo de expansión de refrigeración, el Brayton-inverso, está mostrado en la figura de abajo.

➤ El ciclo Brayton inverso

El ciclo de Brayton utiliza un gas que comprime, calienta y posteriormente expande en una turbina para generar el movimiento del compresor, produciendo un trabajo. En el proceso inverso en cambio hay una entrada neta de trabajo en el sistema y lo que se consigue es la extracción de calor.

La figura 9 muestra el ciclo Brayton inverso y un diagrama de temperatura-entropía del proceso.

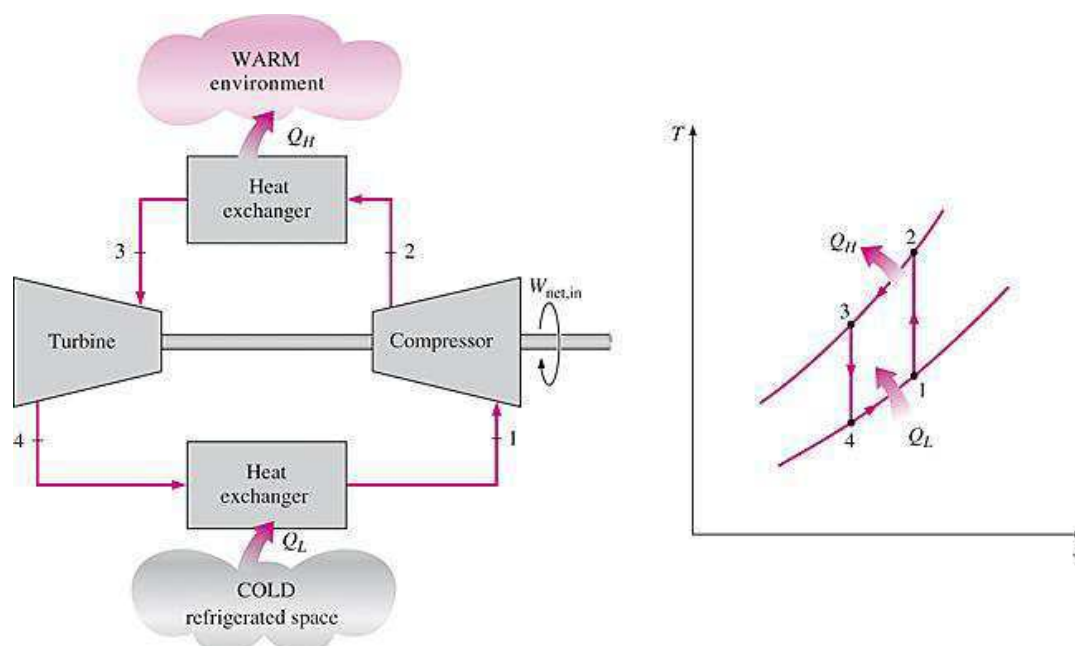


Figura 9: Ciclo Brayton inverso y diagrama T-s

Entre las etapas 1 y 2 como muestra la figura 9 se realiza una serie de compresiones refrigeradas que tienen la intención de aumentar la presión del gas. Las compresiones elevan la temperatura por lo que se intenta mantener constante con la refrigeración.

Posteriormente la corriente de gas se refrigera a contracorriente (etapas 2 y 3) con el mismo gas en un nivel más avanzado del proceso y se hace expandir disminuyendo su temperatura aún más, hasta llegar al estado 4 del diagrama de la figura 9. En este estado el gas puede extraer calor de una fuente externa y actuar como refrigerante, realizando un trabajo neto que se puede emplear para la compresión.

En las tecnologías actuales el gas que se utiliza es nitrógeno, el cual es abundante y bastante seguro. El nitrógeno tiene la condición favorable de ser un refrigerante inerte, no combustible, y cuyo punto de ebullición se encuentra por debajo del de metano.

Varias variaciones en un ciclo de expansión, simple e inverso de Brayton pueden mejorar la eficiencia significativamente. Estas variaciones incluye el uso de dos expanders (con o sin el mismo fluido trabajando), pre-enfriamiento del gas de alimentación con refrigerantes mixtos o mediante refrigeración con propano y expandiendo el producto de GNL saturado en etapas controladas.

Las diferencias entre los procesos que hoy se utilizan se relacionan con:

- 1) El número de circuitos de refrigeración
- 2) El tipo de refrigerante utilizado
- 3) El tipo de intercambiador

3.4 Elección del refrigerante

- a) Mixed Component Refrigerant (MR): Con Refrigerante Mixto, el refrigerante principal es típicamente una mezcla de C1, C2, C3 y N2. La composición es seleccionada para minimizar la diferencia de temperatura entre las corrientes fría y caliente en el intercambiador principal.
- b) Expander: Usan un gas como refrigerante, CH₄ o N₂. El refrigerante es comprimido, enfriado, y entonces expandido a través de un turboexpander para reducir su temperatura. El gas frío es calentado, el cual enfría la alimentación entrante.

Tabla 5: Comparación tecnologías basadas en expansión y con Refrigerante Mixto

	Ventajas	Inconvenientes
Tecnologías basadas en refrigerante mixto	<ul style="list-style-type: none"> - Capacidades individuales de tren hasta 1.8 MTPA - Alta eficiencia - Flexibilidad a la hora de cambiar la composición del gas de alimentación y las condiciones ambientales - Referencias industriales en el rango de capacidades de 0.5 MTPA a 1.5 MTPA 	<ul style="list-style-type: none"> - Refrigerante inflamable - Almacenamiento de refrigerante lo que involucra potenciales sobrepresiones y amplios requerimientos de control de explosiones - Mayor requerimiento de espacio para almacenar y manejar el refrigerante - Complejidad de operación y alta cantidad de equipos - Efecto adverso del movimiento en el desarrollo del proceso (FLNG)
Tecnologías basadas en ciclos de expansión	<ul style="list-style-type: none"> - Simplicidad, baja cantidad de equipos - Compactibilidad y peso ligero - Muy fácil capacidad de modularse - Uso de refrigerante no inflamable (mayor seguridad) - Facilidad de operación y arranque - Insensible al efecto del movimiento (FLNG) 	<ul style="list-style-type: none"> - Capacidades individuales de Tren limitadas a 0.8 MTPA (aproximadamente) - Mayor flujo de refrigerante - Baja eficiencia - No existen referencias industriales para rangos de capacidad entre 0.5 MTPA a 1.5 MTPA

3.5 Procesos candidatos para la licuación offshore

3.5.1 Proceso de licuación basado en expansión de nitrógeno

Un modo de producir GNL es simplemente enfriar y condensar el gas natural contra un único componente fluido, el cual puede ser fácilmente comprimido y, bajo expansión, alcanzar una temperatura que es más fría que la temperatura de licuación del gas natural alimentado. Esto es la base del más simple proceso de licuación, el *Nitrogen Expander* o *Nitrogen Recycle process* representado en la figura 10. Aunque simple en teoría, el proceso es ineficiente porque el gas natural alimentado debe ser enfriado, condensado y subenfriado contra un único componente en una fase única (por ejemplo, todo vapor) refrigerante. La eficiencia del proceso puede ser mejorada añadiendo múltiples niveles de expansión, pero este beneficio debe ser pesado contra el incremento en complejidad y coste, además del impacto en el potencial de operatividad y fiabilidad.

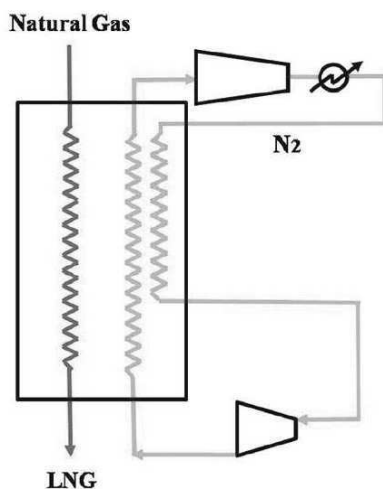


Figura 10: Proceso de licuación basado en expansión de nitrógeno

El proceso basado en la expansión de nitrógeno es una tecnología bien conocida, que se utiliza ampliamente en la separación industrial de aire para la producción de N₂ líquido y O₂. El proceso utiliza un ciclo inverso de Brayton para crear refrigeración mediante la compresión de nitrógeno, eliminando el calor de compresión, expansionando el nitrógeno a través de un turbo-expander para crear una corriente fría y calentando la

corriente contra la carga de calor. El ciclo ha sido utilizado en cientos de unidades de separación de aire, así como en docenas de plantas de Peak shaving de GNL.

Atrae la atención porque ofrece una extrema seguridad y un fácil proceso de licuación. Puede ser fácilmente dividido en módulos donde además es indiferente la orientación.

Este proceso, por tanto, necesita mayor cantidad de gas para proporcionar el mismo trabajo de refrigeración ya que la evaporación proporciona mucho más calor por unidad de flujo. Así pues, trenes de mayor capacidad usando refrigeración mediante N_2 requieren tamaños de tuberías muy grandes. Por esta razón la utilización del proceso de expansión de nitrógeno está limitada a pequeñas capacidades, alrededor de un millón de toneladas por año o más pequeñas.

Para FLNG, el proceso de expansión de nitrógeno tiene la ventaja obvia de usar un refrigerante no inflamable. Sin embargo, la eficiencia del ciclo es significativamente más baja que aquellos cuyo ciclo usa un pre-enfriamiento con refrigerante mixto.

3.5.2 Proceso con doble expansión de nitrógeno

La figura 11 muestra el proceso con doble expansión de nitrógeno. En ella podemos ver que el nitrógeno se comprime y entra en un economizador en el que se enfría. La mayor parte del nitrógeno se separa en un punto intermedio del economizador, expandiéndose a través de un turbo-expander para reducir su temperatura, y entra en el intercambiador de licuefacción para proporcionar la mayor parte del trabajo de refrigeración para licuar el gas natural. El nitrógeno remanente se enfría aún más en el economizador antes de ser expandido para proporcionar la refrigeración a la parte de sub-enfriamiento del intercambiador principal. Algo del nitrógeno refrigerante se utiliza para proporcionar refrigeración en el economizador antes de que todo el refrigerante retorne al compresor. El trabajo de compresión es realizado con ayuda de aporte de energía externo, la primera etapa impulsada por un generador eléctrico externo y la última etapa impulsada por el turbo-expander. Hay que tener en cuenta que el GNL se licua en un intercambiador de calor de tubos helicoidales, en inglés coil wound heat exchanger (CWHE). El CWHE es capaz de soportar el alto estrés térmico que puede ocurrir durante la licuación.

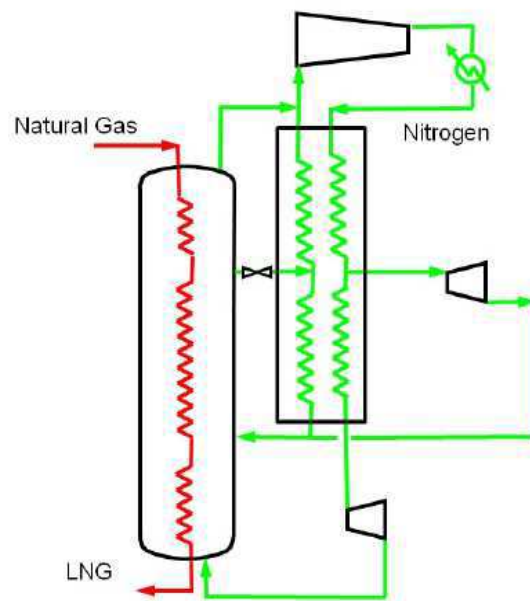


Figura 11: Proceso de licuación con doble expansión de nitrógeno

3.5.3 Proceso de licuación de gas con un refrigerante mixto único

El proceso de licuación con un refrigerante mixto único usa sólo un ciclo para el pre-enfriamiento, licuación y sub-enfriamiento. Esto proporciona la ventaja de un bajo número de equipos pero a costa de una eficiencia menor que los procesos con un refrigerante mixto con un ciclo de pre-enfriamiento y de dos refrigerantes mixtos en cascada. El proceso de licuación con un refrigerante mixto único reduce el número de equipos comparado con el proceso de un refrigerante mixto con un ciclo de pre-enfriamiento. La menor cantidad de equipos, su simplicidad, su bajo inventario de hidrocarburos y el subsiguiente menor coste hacen al proceso de licuación con un refrigerante mixto único atractivo para instalaciones de pequeño tamaño. Dicho proceso ha sido usado para plantas onshore con capacidades menores de un millón de toneladas por año. Requiere de un intercambiador de calor de tubos helicoidales mayor y más alto, para una determinada producción dada, que un ciclo con dos refrigerantes mixtos en cascada ya que debe manejar todo el trabajo de licuación, incluido el pre-enfriamiento. Esto puede resultar problemático para FLNG tanto por razones estructurales como de proceso.

Sin embargo, para grandes instalaciones una combinación de los procesos de un refrigerante mixto único (el proceso con pre-enfriamiento de refrigerante mixto) y de un

refrigerante con un ciclo de pre-enfriamiento proporciona un proceso más eficiente mientras se minimiza el número de equipos.

Para plantas de hasta un millón de toneladas por año, la utilización de un proceso de un refrigerante mixto único con un solo generador puede ser una opción razonable debido a su simplicidad y relativa eficiencia.

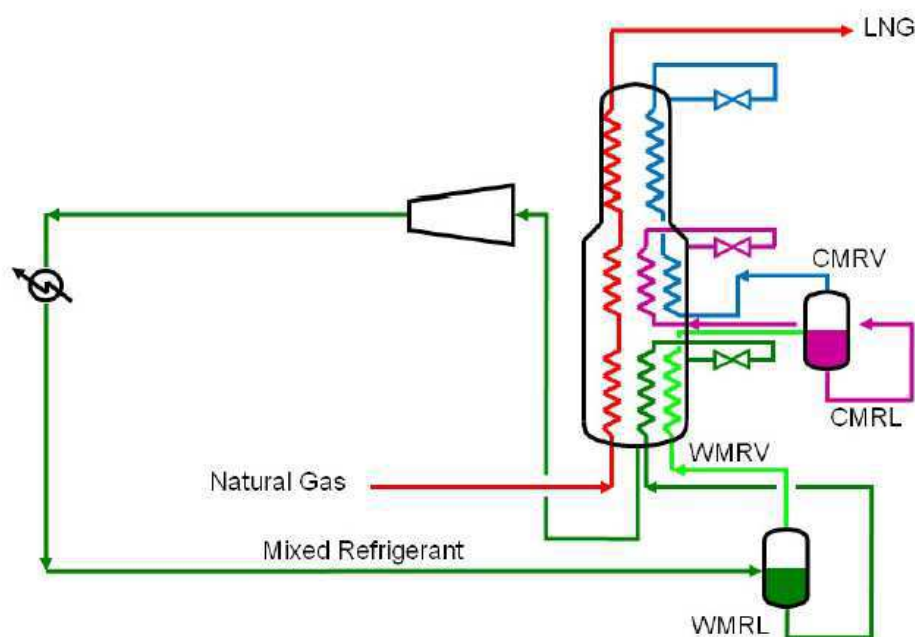


Figura 12: Proceso de licuación de gas con un refrigerante mixto único

Además de la configuración que se muestra en la figura 12, existen diversas variaciones de éste proceso para permitir una mayor eficiencia, a través del uso de niveles adicionales de compresión.

El intercambiador de calor de tubos helicoidales puede ser fácilmente separado en módulos para minimizar el trabajo de campo.

3.5.4 Proceso con dos refrigerantes mixtos

En el proceso de licuación con dos refrigerantes mixtos en cascada, el pre-enfriamiento con propano como refrigerante es remplazado por un refrigerante mixto templado, en

La figura 13 muestra un proceso con dos refrigerantes mixtos que utiliza dos etapas de compresión. El proceso puede ser configurado y optimizado para satisfacer las necesidades del proyecto.

3.5.5 Proceso con un refrigerante mixto con un ciclo de pre-enfriamiento

El proceso con un refrigerante mixto con un ciclo de pre-enfriamiento actualmente representa cerca del 90 % de la producción mundial de GNL. El proceso es flexible de adaptarse a diversas configuraciones para ajustarse a la capacidad requerida. Consiste en la utilización de una cascada de propano para el pre-enfriamiento, llevando al gas a una temperatura de hasta -40°C , y un intercambiador de refrigerante mixto para la licuación y el sub-enfriamiento. En el ciclo del refrigerante mixto, el refrigerante parcialmente licuado es separado en dos corrientes, vapor y líquida.

La figura 14 muestra el diagrama del proceso.

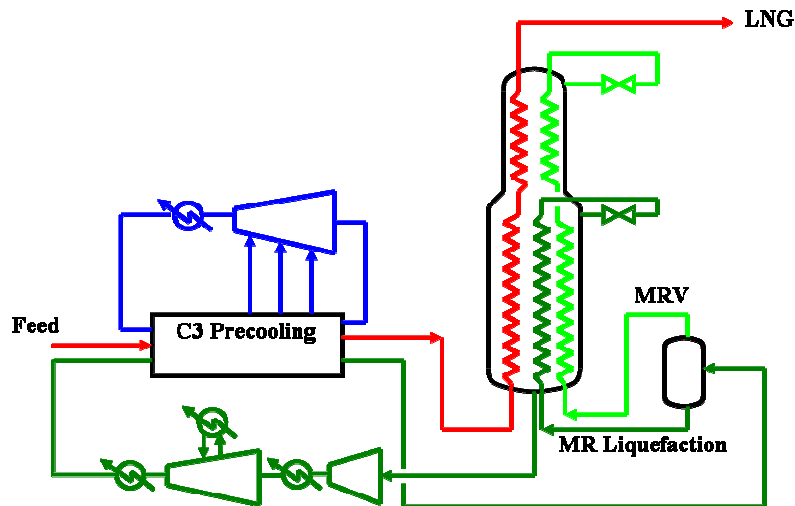


Figura 14: Proceso con un refrigerante mixto con un ciclo de pre-enfriamiento

3.6 Justificación de la selección

La selección del ciclo para un proyecto en particular dependerá de las características del gas de alimentación, capacidad del tren, selección de los generadores eléctricos,

parámetros económicos específicos del proyecto y las preferencias propias junto con las consideraciones típicas de seguridad, flexibilidad y eficiencia. Todo esto unido a otros factores únicos para una instalación offshore que deben ser tomados en cuenta, tales como: la limitada disponibilidad de espacio, limitaciones en cuanto al peso y altura de los equipos y la robustez de los equipos en un ambiente offshore.

Finalmente, a causa de que muchas plantas offshore pueden ser de un único tren, la fiabilidad y la facilidad de mantenimiento han incrementado su importancia.

La intención del proyecto es la de diseñar una planta cuya capacidad sea aproximadamente de un millón de toneladas por año, por lo que a la hora de seleccionar el proceso estaremos restringidos por este parámetro.

3.6.1 Procesos de licuación descartados

En la figura 15 se observan las diferentes capacidades en millones de toneladas por año (MTA) para un único tren de licuación en función de su proceso de licuación.

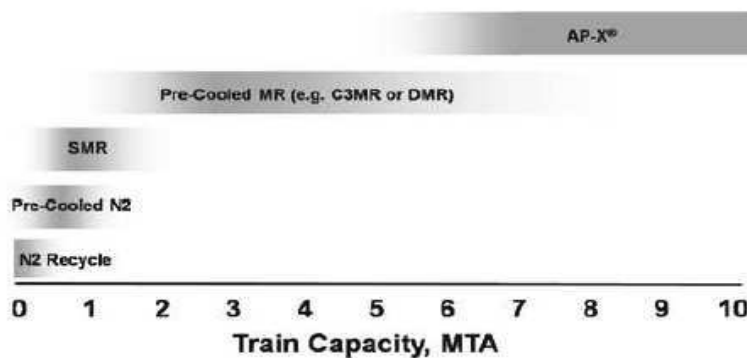


Figura 15: Tecnologías de licuación en función de su capacidad

La figura 16 compara las eficiencias termodinámicas (potencia por tonelada de GNL) de algunos de los procesos más conocidos de GNL. Los de mayor eficiencia son los ciclos con pre-enfriamiento y refrigerante mixto. Por este orden de mayor a menor eficiencia son: los ciclos de dos refrigerantes mixtos, los ciclos de cascada, los de un refrigerante

mixto único, y por último los basados en la expansión de nitrógeno. La ingeniería de procesos puede cambiar estas relaciones relativas (por ejemplo, eficiencia del compresor, área de intercambio de calor) pero cuando todas las condiciones son iguales, las relaciones mostradas son aceptadas por la industria.

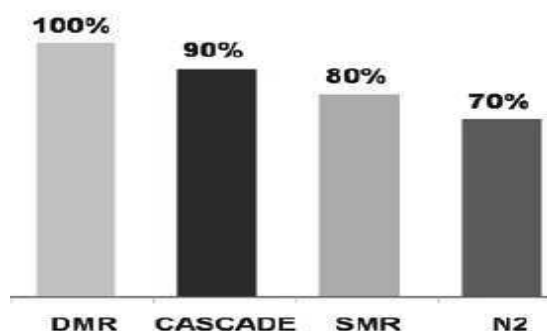


Figura 16: Comparación de la eficiencia en los procesos de GNL

En primer lugar se ha descartado el proceso con un refrigerante mixto con un ciclo de pre-enfriamiento, el cual ha dominado las aplicaciones onshore, debido a su cantidad de propano y su peso asociado con el sistema de pre-enfriamiento a base de propano.

También se ha descartado el proceso de dos refrigerantes mixtos, puesto que su uso es favorable a capacidades de producción de GNL que se aproximan o exceden los dos millones de toneladas por año ya que la mayor eficiencia y la mejor economía de escala favorecen su uso comparado con los procesos de un refrigerante mixto único y los basados en la expansión de nitrógeno. Por ejemplo, una instalación que produce dos millones de toneladas por año nominales requerirá, si usa un proceso basado en la expansión de nitrógeno o de un refrigerante mixto único, dos trenes de licuación mientras que sólo necesitará un tren si emplea el proceso de dos refrigerantes mixtos.

El proceso de un refrigerante mixto único con expansión ha sido identificado por ofrecer un excelente potencial para la licuación offshore. Este proceso ofrece una eficiencia razonable y tiene un bajo inventario de refrigerantes inflamables con los beneficios de la simplicidad y baja cantidad de equipos de un paquete single-cycle.

Los recientes estudios en el diseño de ingeniería nos han mostrado que la eficiencia del proceso basado en la expansión de nitrógeno puede aproximarse al proceso de un

refrigerante mixto único cuando usan intercambiadores de calor y companders adecuadamente elegidos para las condiciones del proceso. Por esta razón el proceso basado en la expansión de nitrógeno puede ser favorable al proceso de un refrigerante mixto único para capacidades menores o iguales a un millón de toneladas por año especialmente cuando se tienen en cuenta sus otros beneficios (por ejemplo utilización de un refrigerante sin hidrocarburos).

Además el proceso basado en la expansión de nitrógeno atrae la atención porque ofrece una extrema seguridad y un fácil proceso de licuación el cual puede ser fácilmente dividido en módulos.

Hay que tener en cuenta que los ciclos basados en la expansión ofrecen varias ventajas sobre los procesos tradicionales de cascada y refrigerante mixto para offshore. En su contra está que generalmente sufren de baja eficiencia y son sólo por tanto considerados para pequeños campos.

3.6.2 Factores clave del proceso seleccionado

Por todo lo expuesto anteriormente se elige como mejor opción para el proceso de licuación de gas natural el ciclo de doble expansión de nitrógeno.

Este proceso ha sido seleccionado para la producción de GNL offshore por ser el más adaptable para el rango de producción requerido. Entre otras ventajas ofrece:

- Alta seguridad. Como se ha mencionado antes, los procesos basados en nitrógeno son mucho más seguros que las tecnologías de licuación que utilizan refrigerantes mixtos debido a que éste es inerte. En las plantas onshore gracias al mayor espacio disponible entre la situación de cada equipo es fácilmente alcanzable los niveles de seguridad requeridos pero en las instalaciones offshore, debido al limitado área para la disposición de la planta, no se pueden lograr los niveles aceptables de seguridad con dichos refrigerantes mixtos.
- Mínimo peso, mínima cantidad de equipos y capacidad de adaptación a espacios reducidos. Incluso sin tener en cuenta las consideraciones de seguridad, el proceso de doble expansión de nitrógeno requiere menor área y menor peso que cualquier sistema basado en refrigerante mixto. Esta característica es importante,

puesto que permite maximizar el espacio y minimizar el peso reservándolo para la instalación de otros equipos.

- Facilidad de operación. Los procesos basados en la doble expansión de nitrógeno son menos complejos y más fáciles de operar que cualquier otro sistema.
- Rápida puesta en marcha y parada. Esta es una característica importante en un medio offshore ya que contribuye a una alta disponibilidad de producción.
- Tolerancia a una gran gama de composición de gas de alimentación. El proceso basado en la doble expansión de nitrógeno es capaz de procesar una amplia gama de composición de gas de alimentación de forma que consigue mantener la capacidad producción sin pérdida de eficiencia.
- Refrigerante económico.

En conclusión los equipos con nitrógeno como fluido refrigerante cubren fácilmente todas las condiciones que se exigen en ambientes marinos.

4 SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE LICUACIÓN

4.1 Descripción del proceso

Como se ha explicado anteriormente se va a proceder a diseñar una planta de licuación de gas natural utilizando nitrógeno como gas refrigerante. La planta de GNL está inicialmente basada en el proceso de doble expansión de nitrógeno.

A la hora de explicar la simulación, se puede dividir ésta en dos ciclos, los cuales son interdependientes entre sí; el ciclo de licuación de gas natural (en la figura 17 en color rojo) por intercambio de calor con dicho refrigerante (tiene lugar en lo que denominamos caja fría o cold box) y el ciclo cerrado de nitrógeno, que se puede ver en la figura 17 en color verde.

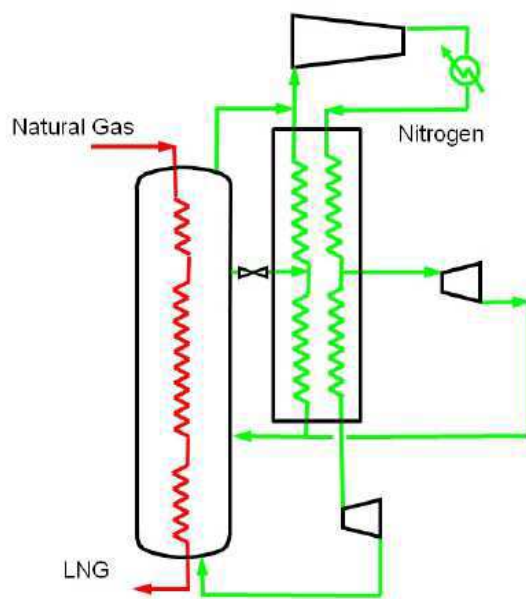


Figura 17: Esquema de licuación

En primer lugar se va a describir el ciclo de licuación del gas natural.

El gas natural, que se ha licuado después de su paso por la caja fría, es introducido en una columna flash para poder separar la parte líquida del boíl-off. Dicho boíl-off es utilizado como combustible para mover las turbinas que se emplean en la instalación. La energía proporcionada por la expansión del nitrógeno en su enfriamiento, es aprovechada para mover los compresores, ya que se encuentran montados en el mismo eje.

La otra parte del proceso está representado por el ciclo cerrado de nitrógeno.

Para proceder a la refrigeración de nitrógeno, primero se procede a su compresión, para posteriormente expandirlo y así enfriarlo. Dicha compresión se realiza en distintas etapas, con refrigeración intermedia, a través de intercambiadores de carcasa y tubo con agua de mar.

Una vez que el nitrógeno es comprimido, pasa a un economizador dónde empieza a reducir su temperatura. En un punto intermedio de dicho economizador, la mayor parte del nitrógeno es extraído para hacerle pasar por una turbina, provocando su enfriamiento e introduciéndose en la caja fría, dónde se procederá a la licuación del gas natural.

El nitrógeno remanente continúa en el economizador y, posteriormente, es expandido en otra turbina consiguiéndose así enfriarlo, para introducirlo a contracorriente en la zona de subenfriamiento de la caja fría.

Parte del nitrógeno refrigerante es, más tarde, usado para proporcionar refrigeración en el economizador antes de que toda la corriente de nitrógeno vuelva a reintroducirse en el tren de compresión, cerrando el circuito de refrigeración del nitrógeno.

4.2 Diagrama de flujo

En el Anexo A se expone un diagrama de flujo del proceso simulado con resultados.

A continuación se hace una relación de los nombres dados a cada equipo para seguir de una forma más sencilla la descripción del diagrama.

Tabla 6: Relación de equipos

Bombas	B01
Compresores	C01 C02 C03
Turbinas	T01 T02
Economizadores	EC-1 EC-2
Intercambiadores de carcasa y tubo	ITC01 ITC02 ITC03
Intercambiadores de calor criogénicos	HE-1 HE-2 HE-3
Válvulas Joule-Thompson	JT-1 JT-2
Flash	FLASH

En el diagrama se ve la corriente de entrada de alimentación de gas natural, la cual se introduce en el tren de licuación a 27 °C y 35 bar. Dicho tren se compone a su vez de diferentes zonas:

- la zona de preenfriamiento (HE-3); el gas natural se enfría desde los 27 °C (temperatura a la que entra en la instalación) y sale a -40 °C
- la zona de licuación (HE-2); donde el gas natural a -40 °C es enfriado hasta su salida a -108 °C. Es en esta zona donde el nitrógeno proporciona el mayor trabajo de refrigeración para licuar el gas natural.
- la zona de subenfriamiento (HE-1); última etapa del proceso de licuación. Salida del gas natural a -150 °C

Después de pasar por el tren de enfriamiento, el gas natural que sale a -150 °C del intercambiador (HE-1) tiene que enfriarse aún más hasta los -162 °C, por lo que dicha corriente se hace pasar a través de una válvula Joule-Thompson (JT-1), dónde se produce un descenso de presión (desde los 18 bar hasta presión atmosférica) acompañado del descenso de temperatura.

El último paso es la introducción del gas en una columna flash (FLASH) donde se produce la separación del gas natural líquido (LNG) y del gas natural que aún permanece en estado gaseoso denominado boíl-off (NG-FLASH). En este caso, dicho

boil-off se extrae para alimentar a equipos externos, aunque si se deseara aumentar el rendimiento de la instalación podría ser reintroducido con el gas natural de entrada.

El GNL se conduce a $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ hacia los tanques de almacenamiento. Que la refrigeración se realice tan por debajo del punto de ebullición contribuye a contrarrestar los efectos de pérdidas de exergía (por calor) que sufre el GNL en el retorno por las tuberías

Para el ciclo cerrado de nitrógeno se ha considerado 475 kg/s .

En primer lugar la corriente de nitrógeno entra en el tren de compresión. Dicho tren está formado por tres etapas de compresión con refrigeración intermedia mediante intercambiadores de carcasa y tubo. El nitrógeno entra en el primero de los compresores (C01) y se comprime de 10 bar hasta 20 bar, y posteriormente se introduce en el intercambiador de carcasa y tubo (ITC01) refrigerado con agua marina (H2O04-H2O07).

El agua procedente del mar (H2O) llega a $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 1 atm bajo un caudal de 5280 kg/s y se bombea (B01) hacia los intercambiadores en corrientes paralelas (H2O02, H2O03, H2O04). Es necesario que haya un flujo lo suficientemente elevado de agua para que la refrigeración del nitrógeno no eleve la temperatura de ésta por encima de los $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ que supondría una diferencia térmica mayor de $5\text{ }^{\circ}\text{C}$ en la salida del mar (H2O08).

El nitrógeno pasa por las distintas etapas de compresión y de refrigeración hasta alcanzar la presión estipulada de 80 bar y la temperatura de $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ (N215). Después de lo cual se introduce en el economizador, a contracorriente con el propio refrigerante, y se refrigera, separándose en dos corrientes:

- Una primera, que es separada a mitad del trabajo de refrigeración quedando refrigerada a $-60\text{ }^{\circ}\text{C}$, la cual se conduce a la turbina de expansión (T01) que disminuye su temperatura isentropicamente hasta los $-128\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 18 bar y que proporcionará el mayor trabajo de licuación. El flujo de nitrógeno expandido se introduce a contracorriente en el intercambiador criogénico (HE-2) enfriando el gas de $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $-108\text{ }^{\circ}\text{C}$.
- La segunda corriente la cual se conduce desde el economizador (EC-2) a la turbina de expansión (T02) que disminuye su temperatura isentropicamente

hasta los $-155\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 19 bar. El flujo de nitrógeno expandido se introduce a contracorriente en el intercambiador criogénico (HE-1) disminuyendo la temperatura de $-108\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $-150\text{ }^{\circ}\text{C}$.

4.3 Cálculos y resultados

4.3.1 Método de cálculo

La simulación del proceso se ha llevado a cabo utilizando el programa Aspen Plus[®] siguiendo el método de cálculo Peng-Robinson.

Aspen Plus[®] fue desarrollado por L. Evans en el MIT. Posiblemente es el programa de simulación más extendido en la industria. La herramienta es un simulador estacionario, orientado a la industria del proceso; química y petroquímica, que permite trabajar de muy diferentes maneras, es fácil y rápida y suministra suficiente información como para conocer plenamente el comportamiento de la planta.

Los modelos se emplean en todas las fases de vida de una planta:

- en el desarrollo del proceso,
- en el diseño del proceso y
- en la planta existente.

Un modelo se simula en Aspen siguiendo los siguientes pasos:

1. Definir la topología del flowsheet del proceso: definiendo las unidades de operación, las diferentes corrientes de proceso que fluyen en las unidades, etc.
2. Especificar los componentes químicos en el proceso.
3. Elegir los modelos termodinámicos para representar las propiedades físicas.
4. Especificar los caudales de flujo y las condiciones termodinámicas de las corrientes de alimentación al proceso.
5. Especificar las condiciones de operación para las unidades del flowsheet.

La ecuación de estado de Peng-Robinson es la más ampliamente usada en termodinámica. La ecuación requiere el uso de tres propiedades por compuesto puro.

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{v^2 + 2bv - b^2}$$

4.3.2 Datos para la simulación

A partir de la capacidad de producción de un millón de toneladas por año de la planta de gas natural licuado que queremos conseguir y suponiendo una disponibilidad de ésta de un 90 % podemos calcular el caudal de diseño en kg/s de gas natural con el que se alimenta la instalación. El cálculo se encuentra en la tabla 7.

Tabla 7: Caudal de diseño de gas natural

31 536 000	s/a
1	MTPA producción de GNL
1000	kg/T
31,7	kg/s caudal de GNL producido por planta de licuación si funcionara el 100 % del año
90 %	Disponibilidad
35,2	kg/s caudal de diseño

El gas de alimentación de la planta será suministrado vía gasoducto submarino desde el pozo. Las condiciones de entrada del feed gas a la entrada de planta las podemos ver en la tabla 8. Dichas condiciones de alimentación se han considerados estables tanto en presión y temperatura como en composición.

Tabla 8: Condiciones del feed gas

Caudal	35,23 kg/s
T _{entrada}	300 K
P _{entrada}	30 bar

Se considera un gas natural de alimentación, compuesto en su totalidad por CH_4 , que ya ha sido tratado previamente, sin separación de LGN ni separación de GLP. No se han tenido en cuenta variaciones en las condiciones ambientales.

La planta de licuación tendrá un flujo de entrada de feed gas de 35,23 kg/s, y una producción de GNL de 32,37 kg/s, con una eficiencia térmica de planta del 90 %. A parte del caudal de gas natural que se prevé alimentara la planta, se establecen otras condiciones necesarias para llevar a cabo la simulación. Dichas condiciones son; el caudal de nitrógeno que se empleará como refrigerante en la licuefacción del gas natural y el caudal de agua que se empleará como refrigerante del nitrógeno en la refrigeración intermedia de la compresión.

Tabla 9: Condiciones específicas para la simulación

<i>Nitrógeno</i>
Caudal 475kg/s
<i>Agua</i>
Caudal 5280 kg/s
Temperatura del mar 25 °C
Presión 1 atm

4.3.3 Intercambiadores de calor

Empleados para producir la transferencia de calor entre dos fluidos en las mejores condiciones posibles. Los dos fluidos entre los que se transfiere el calor están separados por una pared de modo que la transferencia de calor tiene lugar por convección.

La transmisión de calor es necesaria en los procesos industriales actuales, mediante esta transmisión se consiguen ahorros de costes energéticos y máximo aprovechamiento de la energía ya disponible en el sistema. Los fluidos, por tanto, se calientan o refrigeran para seguir siendo aprovechados dentro del proceso industrial gracias a los intercambiadores.

A continuación se van a describir los intercambiadores de carcasa y tubo y los intercambiadores criogénicos puesto que son los empleados en el proceso.

4.3.3.1 Intercambiadores de carcasa y tubos

Empleados en la etapa de refrigeración de nitrógeno con agua de mar.

Para poder dimensionar los intercambiadores, partimos de los resultados obtenidos en Aspen, que proporcionan la superficie de intercambio de cada uno de los intercambiadores.

Para intercambiadores de carcasa y tubos, hay que definir el número de pasos por los tubos, el diámetro de los tubos el paso entre ellos y la disposición de los tubos. Con estos datos, se puede calcular el número de tubos necesarios y el diámetro de la carcasa.

Los valores típicos y siguiendo la referencia T.EM.A. serán:

- Diámetro del tubo: 0,0254 m (1")
- BWG :16
- Longitud tubo: 3,048 m (10 ft)
- Paso: triangular
- Pitch: 0,03175 m (1" ¼)

$$A_{transferencia} = N_t \cdot \pi \cdot d \cdot L$$

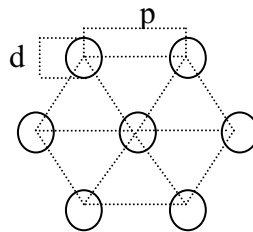


Figura 18: Esquema de tubos en un intercambiador de calor

Según el esquema 18 el área del paso triangular es:

$$A_{paso\ triangular} = p^2 \cdot \frac{\sqrt{3}}{2} \cdot \frac{1}{2}$$

Como se ve en el dibujo un paso equivale a dos tubos por tanto se cumple que:

$$N_t \cdot 2 \cdot A_{paso\ triangular} = \frac{\pi \cdot D_c}{4}$$

Los intercambiadores de acero al carbono diseñados contienen 154 tubos de 5,4 m de longitud, 15 mm de diámetro interior y 19 mm de diámetro exterior. La longitud total del intercambiador es de 6,35 m. El peso oscila las dos toneladas para cada intercambiador.

En la simulación se ha utilizado la diferencia térmica entre la entrada de agua y la salida del refrigerante en 5 °C, enfriándose hasta los 30 °C aproximadamente. Así mismo, la caída de presión en cada uno de los intercambiadores se piensa que podría oscilar entorno a 80 bares.

4.3.3.2 Intercambiadores criogénicos

La figura 19 muestra el proceso de intercambio de calor que tiene lugar en el interior de un intercambiador de calor de tubos helicoidales.

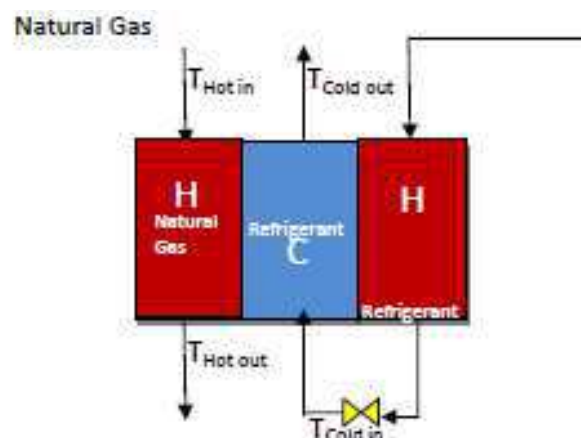


Figura 19: Intercambio de calor en un intercambiador de calor

Para poder dimensionar los intercambiadores primero se deben conocer las superficies de intercambio de cada uno y a partir de ellas obtener las dimensiones del intercambiador según el tipo elegido.

Para poder obtener como resultado la superficie de intercambio se debe acudir a los bloques HeatX en vez de los bloques MHeatX usados en la simulación final, ya que estos permiten un análisis más detallado, aunque sólo pueden ser empleados con dos

corrientes de intercambio, mientras que los bloques MHeatX permiten el uso de varias corrientes.

En la figura 20 se ve un detalle de cómo se sustituyen los bloques en la simulación.

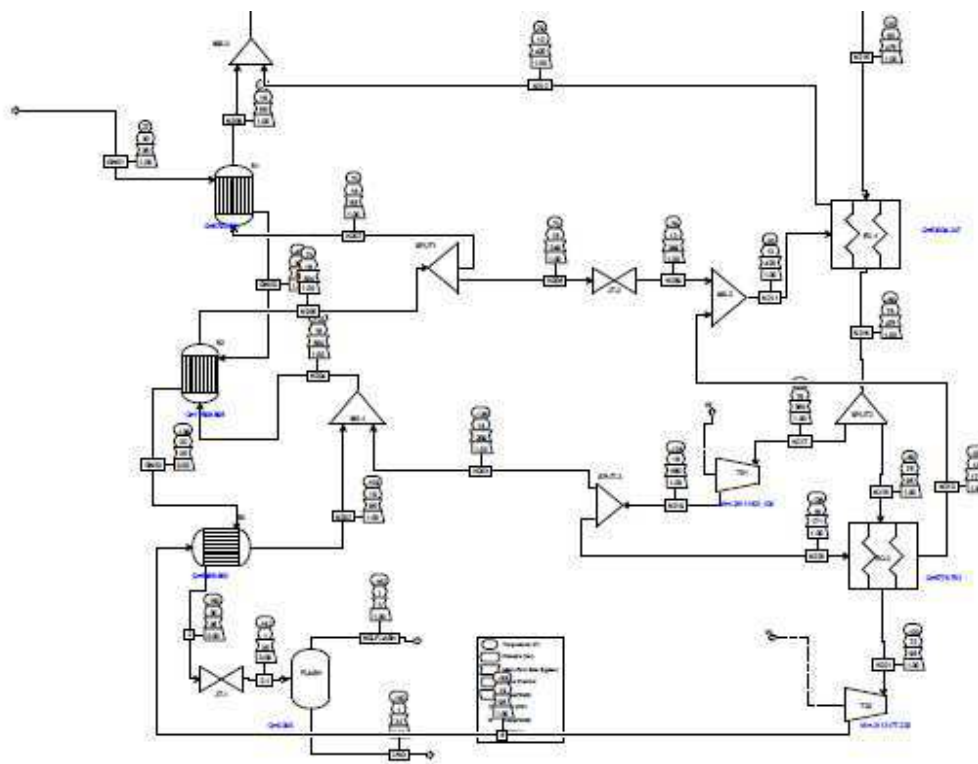


Figura 20: Detalle diagrama cálculos superficie intercambiadores

Una vez obtenida las superficies de cada intercambiador se procede al cálculo de las dimensiones de los intercambiadores.

Las superficies de intercambio obtenidas para cada intercambiador se ven en la tabla 10.

Tabla 10: Superficie de intercambio de los intercambiadores

Intercambiadores	Superficie m ²
B1	519,219946
B2	4138,2594
B3	2609,66387

La relación básica que sirve para calcular el área de transferencia de calor en cualquier intercambiador, la encontramos en la siguiente ecuación:

$$\text{Heat Transfer Area (ft}^2\text{)} = \frac{Q \text{ (Btu/hr)}}{U \text{ (Btu/}^{\circ}\text{Fhr)} \cdot \Delta T_{lm} (^{\circ}\text{F})}$$

Donde

$$\Delta T_{lm} (^{\circ}\text{F}) = \frac{(T_{Hot \text{ in}} - T_{Cold \text{ out}}) - (T_{Hot \text{ out}} - T_{Cold \text{ in}})}{\ln \frac{(T_{Hot \text{ in}} - T_{Cold \text{ out}})}{(T_{Hot \text{ out}} - T_{Cold \text{ in}})}}$$

Estos intercambiadores suelen tener un coeficiente de transferencia de calor estimado en 900 Btu/F hr.

Los elementos en el intercambiador de tubos helicoidales no necesitan tener la misma área. Como tal, no hay límite en las temperaturas que se manejan en estos intercambiadores. El área de transferencia de calor se calcula con la misma ecuación utilizada para los intercambiadores de placas y aletas pero con un dimensionamiento diferente debido a su complicada geometría. En la figura 21, el cilindro con un diámetro D representa el tubo hueco central y el cilindro que lo envuelve con un diámetro d, representa el haz de tubos espirales que lo rodean. Aunque se supone que los haces de tubos comprenden muchos pequeños tubos, se asemeja dicho haz de tubos a un tubo con un diámetro d.

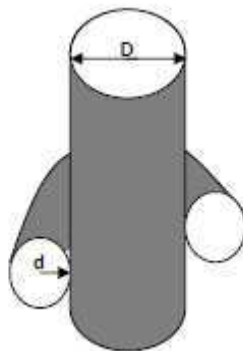


Figura 21: Geometría interior de un intercambiador helicoidal

El cálculo del área de transferencia de calor se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Heat Transfer Area (ft}^2\text{)} = \frac{Q \text{ (Btu/hr)}}{U \text{ (Btu/}^{\circ}\text{F ft}^2\text{hr)} * \Delta T_{lm} \text{ (}^{\circ}\text{F)}} = N * \pi D \text{ (ft)} * \pi d \text{ (ft)}$$

$$\text{Height of column (ft)} = N * d$$

$$\text{Diameter of column (ft)} = d + \frac{D}{2}$$

Donde

N es el número de tubos

D es el diámetro del cilindro que representa el tubo hueco central

d es el diámetro del tubo que representa el haz de tubos

Tabla 11: Dimensionamiento intercambiador helicoidal

Longitud	55 m
Diámetro de la carcasa	5 m
Área	25 000 m ²
Peso	320 Tm

4.3.4 Compresores

Una de las grandes elecciones, junto con el proceso de licuación, son los compresores de los refrigerantes. Los compresores son máquinas que elevan la presión de un gas. Esto se realiza a través de un intercambio de energía entre la máquina y el fluido en el cual el trabajo ejercido por el compresor es transferido a la sustancia que pasa por él convirtiéndose en energía de flujo, aumentando su presión.

Se les considera máquinas térmicas, ya que el fluido de trabajo al ser compresible, sufre un considerable cambio en la densidad y en la temperatura.

Los tres compresores empleados en el proceso tienen un coeficiente isentrópico de 0,8.

4.3.4.1 Cálculo de potencia de un compresor

La compresión se realiza en tres etapas con refrigeración intermedia, entrando la corriente a 1000 kPa y saliendo a 8000 kPa.

Se va a calcular la potencia de un solo compresor, el C01.

Para calcular la potencia del compresor partimos de la temperatura del nitrógeno a la entrada y a la salida del compresor.

Las temperaturas de entrada y salida son:

$$T_e = 301,15 \text{ K}$$

$$T_s = 383,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{nitrógeno}} = 475 \text{ kg/s}$$

Así la potencia consumida por el compresor viene dada por la ecuación:

$$W_c = c_p \cdot (T_s - T_e) \cdot Q_{\text{atm}}$$

Este sería el cálculo teórico para obtener la potencia consumida por el compresor.

A partir de los cálculos en Aspen obtenemos los resultados para el compresor C01.

Tabla 12: Resultados compresor C01

Compressor model:	Isentropic Compressor
Indicated horsepower:	40636,21 kW
Efficiency:	0,8
Outlet pressure:	20 bar
Outlet temperature:	110, 3 °C
Isentropic outlet temperature:	94,22 °C

Para consultar el resultado del resto de compresores acudir al anexo A.

4.3.5 Turbinas

En este proceso tenemos dos turbinas empleadas en la refrigeración del nitrógeno. Ambas generan energía al expandir parte de la corriente de nitrógeno. El trabajo generado por dichas turbinas, se aprovecha en el funcionamiento de los compresores. Posteriormente introducirán dichas corrientes como alimentación, aumentando el rendimiento del proceso.

Las turbinas tienen un coeficiente isentrópico de 0,85.

Las expansiones que se realizan son:

- T01, desde los 7 500 kPa que alcanza en el EC-01 a 1 800 kPa la presión de entrada al SPLIT-3 donde se separa en dos corrientes.
- T02, desde los 7 200 kPa que alcanza en EC-02 a 1 900 kPa la presión de entrada en el HE-1

La expansión se produce de forma adiabática.

La potencia producida por la expansión se calcula igual que la potencia consumida por el compresor, de esta manera podemos calcular la expansión de la turbina T01:

$$T_e = 213,15 \text{ K}$$

$$T_s = 145,15 \text{ K}$$

$$Q_{N_2} = 380 \text{ kg/s}$$

Y mediante la siguiente ecuación:

$$W_c = c_p \cdot (T_s - T_a) \cdot Q_{N_2}$$

Obtenemos la energía aportada por la expansión de esa corriente de N_2 .

Tabla 13: Resultados turbina T01

Potencia	-20111,622 kW
Eficiencia	0,8
Presión salida	1800 kPa
Temperatura salida	-127,97 °C
Temperatura salida isentrópica	-135,10285 °C

Los resultados obtenidos en Aspen están en el anexo A.

4.3.6 Bombas

Una bomba se define como un medio para convertir energía mecánica en energía fluida.

Dentro de bombas de volumen fijo o bombas de desplazamiento fijo caracterizadas por entregar un producto fijo a velocidad constante. Este tipo de bomba se usa más comúnmente en los circuitos industriales básicos.

En este caso, la bomba para extraer el agua de mar se considera con un rendimiento del 75 %, elevando la presión a 300 kPa desde las condiciones estándar. Las corrientes de agua se dividen en proporciones similares, se intercambia prácticamente el mismo calor en cada intercambiador por lo que se requiere fracciones equivalentes.

Se calcula la potencia que consume la bomba.

$$\Delta p = 300 \text{ kPa}$$

$$Q_{H_2O} = 5280 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{H_2O} = 10332,27 \text{ kg/m}^3$$

$$W_{bomba} = \Delta p \cdot V = \Delta p \cdot \frac{\dot{Q}}{\rho} :$$

$$W_{bomba} = 153 \text{ kW}$$

Los resultados obtenidos en Aspen son los reflejados en la tabla 13.

Tabla 14: Resultados bomba B01

Pressure change	2	bar
Pump efficiency used	0,75	
Net work required	1416,69784	kW

5 DISEÑO

5.1 Descripción de los equipos

5.1.1 Turboexpander

Se utiliza para mejorar la eficiencia del ciclo de licuación.

El funcionamiento consiste en la expansión del fluido a través de una máquina rotativa, produciendo energía mecánica. La entalpía del fluido es reducida consiguiéndose mayores descensos de la temperatura que utilizando la válvula de Joule Thompson. Además es un dispositivo mucho más eficiente que ésta, haciendo un importante cierre estanco que evita la pérdida de energía.

Con el turbo-expander se consigue una eficiencia en torno al 3 o 4%.

El turbo-expander extrae trabajo del gas a alta presión y proporciona refrigeración al proceso. Este trabajo se utiliza para mover los compresores.

El turbo-expander es una turbomáquina térmica que en forma continua expande gas desde una presión alta a un valor más bajo mientras se produce trabajo. Gracias a ello como efectos principales se obtiene un significativo enfriamiento del fluido y por otro la producción de potencia en un eje.

En general la palabra turbo-expander o simplemente expander es utilizada para referir al sistema completo formado por la turbina en sí donde se produce la expansión propiamente dicha del fluido y el compresor asociado sobre el mismo eje que es la carga, utilizado para comprimir algún fluido del proceso.

Hay distintos tipos de expanders pero los que más se usan son los radiales de reacción, turbina centrípeta que ha permitido cubrir una extensa gama de aplicaciones vedadas hasta ese entonces en otro tipo de turbinas, en particular en el caso de la criogenia.

En este tipo de turbina parte del fluido es expandido en las toberas ingresando el gas tangencialmente al rotor, combinando la velocidad del fluido radial con la velocidad

periférica del rotor de modo de que no hay un choque con las paredes, permitiendo trabajar con parte del fluido en estado líquido.

Otra particularidad importante es el diseño de las toberas móviles las cuales permiten trabajar con eficiencia en una amplia gama de presiones y caudales adaptando su forma según sea las condiciones de carga.

El turbo-expander permite recuperar la energía pérdida con corrientes de alta presión al generar energía eléctrica mejorando el rendimiento de la planta.

5.1.2 Compresor de nitrógeno

Los compresores utilizados en la industria del GNL son siempre rotativos, centrífugos o axiales, y de 1 a 3 etapas. Los centrífugos, para grandes caudales y presiones medias, y axiales, para altas presiones y caudales más moderados. Los compresores se fabrican a medida, y tienen un plazo de entrega de 2 años (18 meses de fabricación y 4 meses de ensayos).

Esta unidad comprende tres etapas de compresión dentro del ciclo cerrado de nitrógeno y es la unidad que más energía eléctrica consume en la planta. En total puede consumir 124 119 kW por lo que es una unidad grande y que necesita refrigeración entre etapas.

Entre los distintos fabricantes de compresores, el más adecuado es el compresor centrífugo de la serie GT con engranaje integral para aplicaciones de gas y aire que puede llegar a tener hasta 8 etapas de Atlas Copco. Para más detalle consultar el anexo B.

5.1.3 Generadores eléctricos

Existen distintos tipos de generadores a emplear en el accionamiento mecánico de los compresores de los sistemas de refrigeración.

En la elección del generador eléctrico es necesario tener en cuenta los siguientes factores:

- Capacidad de la planta

- Selección de la tecnología
- Configuración de los compresores
- Localización de la planta. Condiciones ambientales
- Disponibilidad de la planta
- Flexibilidad operacional
- Factores económicos.

Los generadores eléctricos posibles, que proporciona la industria son:

- Turbinas de vapor o de gas
- Motores eléctricos

Inicialmente los generadores eléctricos utilizados eran turbinas de vapor, posteriormente los más utilizados son las turbinas de gas. A futuro se contempla la posibilidad de utilizar los motores eléctricos, como por ejemplo en Snøhvit.

En la elección del generador eléctrico, además de considerar las ventajas e inconvenientes de cada uno de ellos, que aparecen en el Anexo B, se dará más peso a factores más importantes e influyentes en la decisión del generador eléctrico a emplear.

5.1.3.1 Ventajas e inconvenientes de los diferentes generadores eléctricos

De entre todas las posibilidades a tener en cuenta las dos opciones viables pueden ser turbinas de gas y motores eléctricos. A continuación se estudian estas opciones, con el fin de decidirse por una de ellas.

Se debe tener en cuenta los siguientes factores:

- Costes.
- Disponibilidad de la planta.
- Programa del proyecto.

- Producción de la planta.

En cuanto a la eficiencia, el impacto en la producción al utilizar motores eléctricos provoca una mayor eficiencia térmica de la planta. Por un lado se incrementa la eficiencia, se consigue aproximadamente un 12% de eficiencia térmica, pero se tienen unas pérdidas de alrededor del 4%, lo que supone un incremento total de la eficiencia del 8%.

En cuanto a la disponibilidad, ésta es mayor utilizando motores eléctricos debido a que el programa de mantenimiento es menor que en el caso de turbinas de gas. Este programa no tiene ningún impacto en la producción de la planta. En el caso de las turbinas de gas el mantenimiento es 5 veces superior que en el caso de motores eléctricos.

Otra ventaja que juega a favor de los motores eléctricos es que su plazo de entrega es inferior a las turbinas de gas, así normalmente éstas se solicitan antes del final de la etapa de decisión de inversión. Se estima que acoplando motores eléctricos a los compresores en lugar de turbinas de gas se ahorran en torno a 2 meses.

En contra de la utilización de los motores eléctricos, fundamentalmente se considera que el coste aumenta significativamente, del orden de 5%.

En resumen, se consiguen beneficios en cuanto al incremento de la disponibilidad. También juega en contra de los motores eléctricos que no están demostrados para altas potencias, pero a su favor cuenta con reducción de emisiones de CO₂, frente a las turbinas de gas. Sin embargo, se decide emplear turbinas de gas en lugar de motores eléctricos a pesar de los beneficios que éstos presentan, fundamentalmente por los motivos siguientes:

- El riesgo tecnológico de los motores es demasiado elevado, en la planta en la que se han instalado (Snøhvit) ha tenido lugar una serie de problemas, por lo que no es tan clara la ventaja de la disponibilidad del estudio genérico anterior para un único tren.
- Aunque el plazo de entrega de las turbinas de gas es muy elevado, en nuestro caso no es un factor restrictivo.

- El coste de las turbinas de gas es inferior que en el caso de los motores eléctricos.

Además, las ventajas fundamentales que presentan las turbinas de gas son las siguientes:

- Se puede beneficiar de las economías de escala al utilizar grandes tamaños de las turbinas.
- Se tiene mucha experiencia en el uso las turbinas.
- El riesgo tecnológico es bajo.
- Son más fáciles de instalar que las turbinas de vapor.

Aunque se tiene en cuenta que en su contra cuenta con lo siguiente:

- Baja eficiencia térmica.
- Elevadas emisiones de CO₂.
- Necesitan un mantenimiento elevado.
- Los tamaños y las potencias son fijas.

Como se puede observar en la tabla 15, la demanda de potencia para un millón de toneladas por año del proyecto de licuación asciende a 102 MW.

Tabla 15: Potencia demandada

	W01-C01	W02-C02	W03-C03	W04-B01	W04-T01	W05-T02
Potencia W	40621141,5	41669698,3	41828492,4	1416697,8	-20111621,0	-3113177,2
125 536 030 W Consumo mecánico			23 224 798,2 W Generación mecánica			
102 311 231,8 W Consumo mecánico neto						

En cuanto a las turbinas de gas disponibles, en el Anexo E se muestra el catálogo de algunas de las ofertadas por el fabricante General Electric. Se ha optado por este fabricante por ser el suministrador mayoritario, casi exclusivo en nuestros días. En la tabla 16 se recogen algunas de los datos más característicos.

Tabla 16: Parámetros de turbinas de gas

Modelo de Turbina	6B	6C	6FA	7EA	9E	7FA	9FA	9FB
Power Simple Cycle (MW)	42	45	77	85	126	183	256	279
Heat Rate (kJ/kwh)	11226	9825	10295	11002	10653	9873	9757	9510
Eficiencia (%)	32,1%	36,6%	35,0%	32,7%	33,8%	36,5%	36,9%	37,9%

Se emplearán 2 turbinas de gas tipo GE6FA de General Electric, cada una de ellas de 77 MW, lo cual supone una potencia de 154 MW, lo cual cubre las necesidades de potencia de 102 MW. Estas turbinas estarán alimentadas por el boil-off gas (BOG) resultante de la licuación.

Estas unidades son altamente fiables, desarrolladas para trabajar a la frecuencia de 50/60 Hz. Su simplicidad y tamaño las hacen extremadamente flexibles.

5.1.3.2 Turbina GE6FA

Integrante de la gama global de General Electric (GE) de turbinas de gas avanzadas con tecnología F, la turbina Frame 6FA ha completado más de 2,5 millones de horas de experiencia operativa en 30 países de todo el mundo, en aplicaciones que van desde la cogeneración industrial, la generación descentralizada de energía o la calefacción urbana hasta la generación de energía en ciclo simple o combinado. Diseñada para alcanzar una elevada eficiencia, flexibilidad y fiabilidad, la turbina 6FA se adapta perfectamente a las necesidades.

La turbina 6FA incorpora la tecnología avanzada de clase F para turbinas de gas de GE. La turbina 6FA de 77 megavatios, es una de las turbinas de gas más eficientes de la industria en su rango de megavatios, ofreciendo una eficiencia superior al 35% en el ciclo simple. Orientada a lograr bajos costes del ciclo de vida, la turbina 6FA también ofrece flexibilidad en la configuración del ciclo, la selección del combustible y la adaptación al lugar.

5.1.4 Intercambiador criogénico

Para lograr licuar el GN hay que alcanzar temperaturas muy bajas, y tener en cuenta que se está licuando un gas (menor c_p y densidad que un líquido), y por ambas consideraciones se utilizan intercambiadores de aluminio con una superficie de intercambio muy grande por unidad de volumen. Por ello los intercambiadores que se utilizan son:

- Intercambiadores de placas y aletas (Brazed or Plate-Fin Aluminum Heat Exchanger, BAHX).
- Intercambiadores de tubos helicoidales (Spool or Coil Wound Heat Exchanger, CWHE).

Además es frecuente el empleo de cajas frías (cold boxes), como la que se ve en la figura 22, en las que se integran varios intercambiadores. Con ello se consiguen varias ventajas:

- los equipos están más protegidos, tanto en el transporte como en la instalación
- los equipos están más integrados y ello se realiza en las instalaciones de un fabricante, mejora la calidad de fabricación y disminuye el tiempo de montaje en planta.
- los equipos son comprobados en las instalaciones del propio fabricante.
- el espacio entre los equipos y la caja se rellena de aislante (generalmente perlita), con lo que se disminuyen las entradas de calor (o fugas de frío), y se aumenta la seguridad ante posibles fugas de producto.



Figura 22: Diseño caja fría

Diversas compañías han completado extensas búsquedas y desarrollado programas para entender qué se requiere para poder utilizar los intercambiadores de calor en un medio marino para mitigar el efecto del movimiento del buque en el proceso y para asegurar la integridad estructural debido a los diferentes estados de agitación del mar.

5.1.4.1 Requerimientos en los intercambiadores de calor en el proceso de licuación

Los procesos de licuación de GNL tienen corrientes independientes para el gas natural y para la refrigeración. El gas natural de alimentación, es a su vez multi-componente, por lo que cambia de fase continuamente, de vapor a líquido, dificultando el control del sistema.

Durante los años de uso de los intercambiadores de tubos helicoidales para la licuación de gas natural nunca se ha informado sobre un fallo total debido al estrés térmico resultante de la gran diferencia de temperaturas entre corrientes, lo cual pueden ocurrir durante cada puesta en marcha. En contraste, ha habido fallos documentados en los intercambiadores de placas de aluminio para servicios similares. Los intercambiadores de placas de aluminio han sido problemáticos en este sentido debido al estrés térmico y a la pobre distribución de flujo.

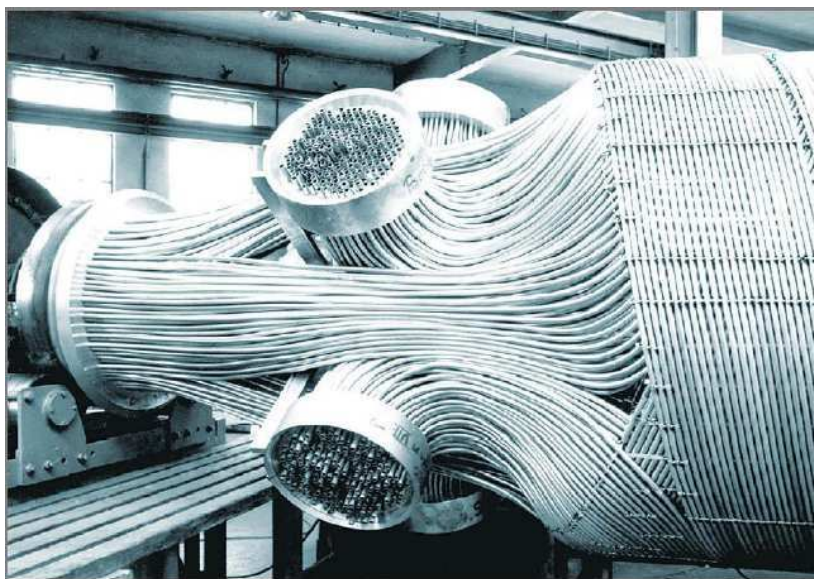


Figura 23: Intercambiador de tubos helicoidales de Linde

Los intercambiadores de placas de aluminio están bien adaptados para procesos con una fase única y corrientes de alimentación y refrigeración equilibradas. Cuando los núcleos de dichos intercambiadores son usados en procesos con corrientes independientes, multi-componentes o de fase cambiante, el riesgo de fallo se incrementa debido al estrés térmico.

Además de los temas de estrés térmico, la licuación en los principales intercambiadores de calor esta ocasionalmente expuesta a problemas con el agua y mercurio. Los intercambiadores de tubos helicoidales, con una mayor superficie (relativamente) lisa permiten la formación de pocas grietas donde los contaminantes puedan acumularse y causar daños. Los núcleos de los intercambiadores de placas de aluminio tienen muchas pequeñas grietas las cuales pueden acumular agua y mercurio; el agua puede causar roturas debidas a su expansión por congelación; y el mercurio, expuesto a humedad, puede causar fugas debido a la corrosión del aluminio.

Los intercambiadores de calor de tubos helicoidales pueden ser operados con fugas durante un largo periodo de tiempo con consecuencias mínimas en el proceso; y la fuga puede ser reparada durante una parada programada en conjunto con otras actividades de mantenimiento de la planta. Esto es debido a la estructura mecánica de estos intercambiadores que proporciona el beneficio adicional de que si fuera a ocurrir una fuga de hidrocarburos en el circuito de gas natural, los hidrocarburos serian contenidos gracias a la presión del depósito.

Las fugas de hidrocarburos en un intercambiador de placas tienden a estar en las juntas de los colectores donde el estrés térmico es mayor. Las fugas de hidrocarburos en estas localizaciones son a la atmósfera (debido a que la caja fría no está presurizada en el depósito) requiriendo la parada inmediata del sistema.

En conclusión, la robustez y la operatividad del intercambiador de tubos helicoidales ayudan a asegurar que la licuación del gas natural producirá GNL como fue diseñado en el proyecto económico.

5.1.4.2 Consideraciones en el proceso de GNL

Cuando una planta está diseñada para la operación continua, cualquier tiempo de inactividad es costoso y la fiabilidad es una premisa. Una planta de GNL de tamaño medio debe minimizar la inactividad, el mantenimiento y la pérdida de producción; y si la planta de tamaño medio es offshore, todo esto es incluso más crítico a que la planta sea robusta y fiable.

Con la esperanza de reducir costes, muchas nuevas plantas están considerando pequeños ciclos de expansión de N_2 porque estos son simples, fáciles de operar y fiables. La mayoría de estas plantas son usadas en servicio interrumpibles.

La eficiencia es importante cuando se produce GNL desde cualquier fuente de gas, y el gas varado no es una excepción.

- La baja eficiencia es la pérdida de la oportunidad para producir más GNL procedente de las reservas varadas.
- La alta eficiencia puede ser la diferencia que hace un proyecto económicamente atractivo, y la capacidad resultante casi siempre justificará los costes.

Con mayores eficiencias, la potencia de la maquinaria rotativa puede ser más baja para producir el GNL deseado o se puede producir más GNL.

Los intercambiadores de tubos helicoidales tienen una reconocida reputación en proyectos con rendimientos muy elevados.

Tabla 17: Parámetros de diseño intercambiadores de calor

	Intercambiadores de placas y aletas [Brazed Aluminium plate-fin heat exchangers (BAHX)]	Intercambiadores de tubos helicoidales [Coil Wound (CWHE) or Spool Wound (SWHE)]
Características	<ul style="list-style-type: none"> - Extremadamente compactos - Múltiples corrientes - Corrientes de una o dos fases 	<ul style="list-style-type: none"> - Compactos - Robustos - Múltiples fases - Corrientes de una o dos fases - Caudales altos
Tipo de flujo	<ul style="list-style-type: none"> - Counter-flow - Cross-flow 	<ul style="list-style-type: none"> - Cross counter-flow
Superficie de intercambio	- 300-1400 m ² /m ³	- 20-300 m ² /m ³
Materiales	- Aluminio	<ul style="list-style-type: none"> - Aluminio - Acero Inoxidable - Acero al carbono - Aleaciones especiales
Temperaturas	- -269 °C a 65 °C (150 °F)	- Todas
Presiones	- Hasta 115 bar (1660 psi)	- Hasta 250 bar (3625 psi)
Aplicaciones	<ul style="list-style-type: none"> - Plantas criogénicas - Fluidos no corrosivos - Espacios de instalación muy limitados 	<ul style="list-style-type: none"> - Fluidos corrosivos - Choques térmicos - Muy altas temperaturas

5.1.4.3 Intercambiadores de tubos helicoidales vs Intercambiadores de placas y aletas

Los intercambiadores de calor de tubos helicoidales (CWHE) y los de placas y aletas (PFHE), pueden ser, ambos, utilizados como intercambiador de calor principal criogénico para los procesos de GNL.

Para ambos procesos, el basado en refrigerante mixto y el basado en nitrógeno, los intercambiadores de tubos helicoidales son los que mejor se adaptan para la licuación offshore por las siguientes razones:

- En la licuación del gas natural, las altas tasas de transferencia de calor en áreas donde el gas natural está condensado puede crear alto estrés térmico.

- En casos muy raros en los que ocurren fugas en los tubos, ésta está totalmente contenida consiguiendo así que el refrigerante no se filtre directamente al medio ambiente. Esto permite continuar en funcionamiento durante meses o años antes de que la fuga necesite ser reparada. Otros intercambiadores pueden fugar directamente al medio ambiente con lo que estas fugas externas requerirían reparación inmediata, lo que implica un parón no planeado de duración significativa.
- Los intercambiadores de tubos helicoidales pueden ser fabricados en acero inoxidable. Este material es mucho más tolerante a las fuerzas cíclicas que el aluminio. Los intercambiadores de placas y aletas pueden ser solamente manufacturados en aluminio y por lo tanto están mucho más expuestos a la fatiga.
- La mala distribución causada por el movimiento del mar puede ser evitada con la aplicación de intercambiadores de tubos helicoidales.
- Con el fin de minimizar los problemas de fatiga y para mantener el peso de los intercambiadores de calor tan bajo como sea posible, una recomendación consiste en dividir el intercambiadores de tubos helicoidales en tres zonas, una de pre-enfriamiento, otra de licuación y una última de sub-enfriamiento. De esta manera la altura de cada intercambiador no excede de 40 m.

Tabla 18: Comparación intercambiadores

	Intercambiadores de tubos helicoidales	Intercambiadores de placas y aletas
Ventajas	<ul style="list-style-type: none"> - Eficiente - Tolerante contra choque térmicos debido a su robustez - Fiable en plantas de gran capacidad 	<ul style="list-style-type: none"> - Compacto, lo cual ahorra a la instalación espacio y costes - Muchas corrientes pueden ser tratadas en una única unidad - Bajo peso de los equipos
Inconvenientes	<ul style="list-style-type: none"> - Alto coste y suministradores limitados - Tamaño y peso - Limitada flexibilidad con respecto a la variada composición de las corrientes de gas de alimentación 	<ul style="list-style-type: none"> - Vulnerable a choques térmicos, movimiento y variación en la condiciones de operación - Mucho trabajo de mantenimiento - Ligeramente de baja eficiencia

Por tanto, los intercambiadores del tipo coil wound heat exchanger (tubos helicoidales) son los más adaptables para la licuación del gas natural offshore por diversas razones, la más notable es su diseño robusto y la fiabilidad resultante para soportar las tensiones en la operación del proceso de licuación. Además para hacer frente a los rigores del ambiente marino los CWHE FLNG utilizan un armazón de acero inoxidable. La estructura interna sigue siendo de aluminio proporcionando una eficiente transferencia de calor y reduciendo el peso del intercambiador.

Todo ello unido a las décadas de experiencia en el uso de estos intercambiadores lo que les ha proporcionado seguridad, fiabilidad y mayor robustez que cualquier otro tipo de intercambiadores de vapor para la licuefacción del gas natural

5.1.5 Intercambiadores de carcasa y tubo

Se ha elegido el uso de intercambiadores de carcasa y tubo para la refrigeración del nitrógeno a su paso por los compresores por diversos motivos, entre ellos:

- ✓ Proporciona flujos de calor elevados en relación con su peso y volumen
- ✓ Es relativamente fácil de construir en una gran variedad de tamaños
- ✓ Es bastante fácil de limpiar y reparar
- ✓ Es versátil y puede ser diseñado para cumplir prácticamente con cualquier aplicación

Están constituidos por un haz de tubos paralelos, los cuales proporcionan la superficie de transferencia de calor entre un fluido que fluye dentro de ellos y otro que fluye sobre su superficie externa, montados sobre dos placas tubulares. El haz está alojado dentro de una cámara o carcasa cilíndrica y delante de cada placa tubular están las correspondientes cajas de distribución y tapas que establecen la circulación del fluido por el interior del haz en varios pasos. El otro fluido circula por el espacio comprendido entre el haz y la cámara, y para aumentar su recorrido hay una serie de pantallas transversales dispuestas perpendicularmente al haz, denominadas deflectores.

La figura 24 nos proporciona una idea sobre el diseño interno de los intercambiadores.

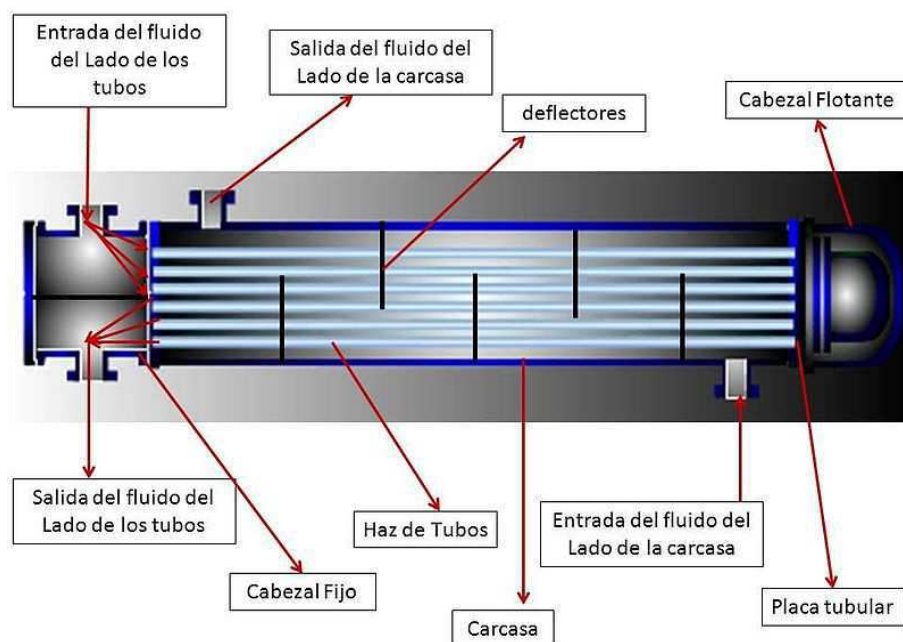


Figura 24: Elementos de un intercambiador de carcasa y tubo

Todos los elementos de que constan estos intercambiadores están normalizados según el código T.E.M.A (Tubular Exchanger Manufacturers Association) que especifica las características mecánicas y térmicas correspondientes a las diversas condiciones de funcionamiento con algunas modificaciones dependiendo del país.

Para la refrigeración del nitrógeno tras las etapas de compresión se requieren tres intercambiadores de calor de carcasa y tubos sobre los cuales se utilice agua de mar para disminuir la temperatura. Se ha elegido por razones de limpieza el paso del agua por el interior de los tubos.

Los diseños, según la nomenclatura desarrollada por T.E.M.A que podemos ver en la figura 25, son de tipo AEL, con cubierta extraíble (Tipo A), un único paso en la carcasa (Tipo E) y boquilla fija pero extraíble como la cubierta (Tipo L), diseño que facilita la limpieza y abarata las piezas de repuesto.

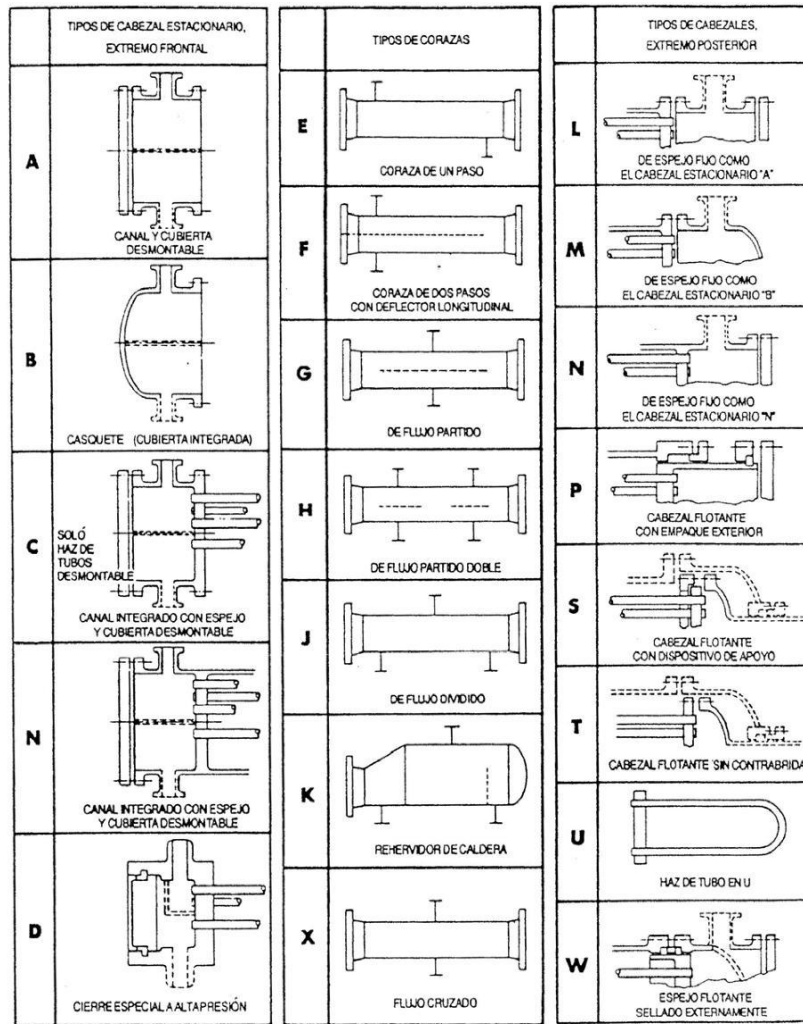


Figura 25: Configuración de intercambiadores T.E.M.A

5.1.5.1 Ventajas del uso de agua de mar

Las ventajas del uso de agua de mar como refrigerante son una temperatura menor (en general) y más uniforme que el aire, un intercambio de calor más compacto y, sobretodo, el hecho de que el agua de mar sólo requiere una bomba para funcionar mientras que el aire necesita una gran cantidad de ventiladores (aerorrefrigeradores) con el consiguiente ahorro de energía y mantenimiento.

5.2 Descripción de la instalación

Los buques de GNL deben cumplir con los reglamentos locales e internacionales pertinentes, tales como, los reglamentos del *International Maritime Organization* (IMO) y del *International Gas Code* (IGCS). Todo buque de GNL también debe cumplir con una gran cantidad de requisitos impuestos por la autoridad portuaria de los países anfitriones.

5.2.1 Disposición

Un diseño típico de planta de GNL offshore consiste en la instalación de la planta de producción en la cubierta principal. Es conveniente disponer de espacio suficiente para disponerla en un solo nivel, aunque es posible configurarla en dos o más niveles. Las diversas partes del proceso se distribuyen en forma de módulos, hay que tener en cuenta la conveniencia de dejar espacio para futuros módulos de producción que permitan aumentar ésta o añadir capacidades de proceso no disponibles aún. Dependiendo de la capacidad prevista de planta de gas natural licuado offshore y la necesidad de tratamiento de la composición del gas de alimentación, estos buques pueden llegar a pesar, por lo general, de 20 000 a 50 000 toneladas para las unidades de tamaño medio que producen de un millón de toneladas por año a tres millones de toneladas por año.

La capacidad de almacenamiento de las instalaciones en un buque de GNL offshore estará relacionada con la capacidad de procesamiento, la programación de descarga prevista y la necesidad de almacenar el condensado y LPG, que depende de la composición del gas de alimentación.

A continuación se muestran para que sirvan de referencia, las figuras 26 y 27, con el fin de ilustrar una disposición típica de una planta de GNL en buque.

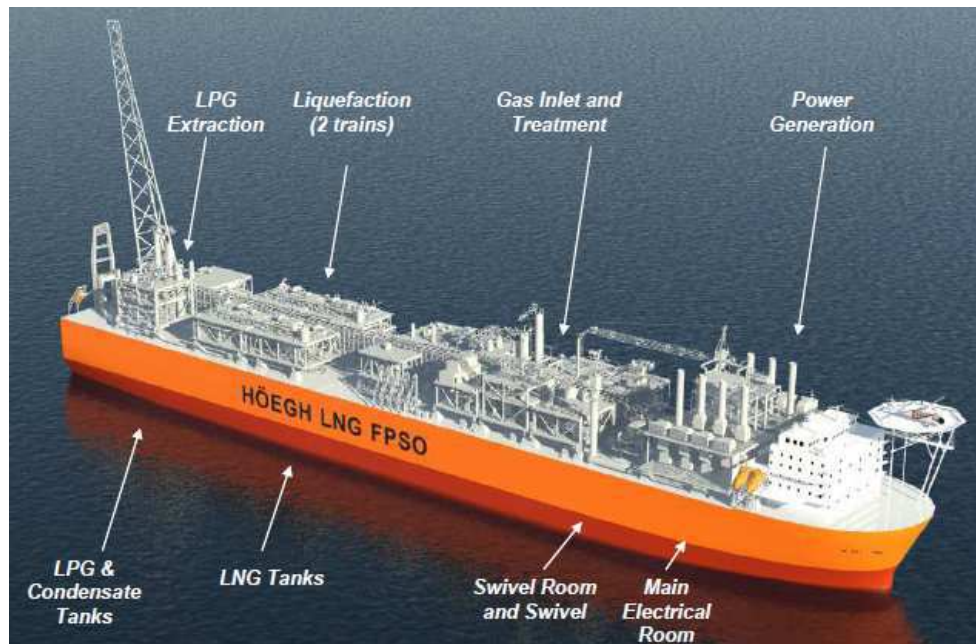


Figura 26: Vista externa de un buque FPSO-LNG de 220 000 m³

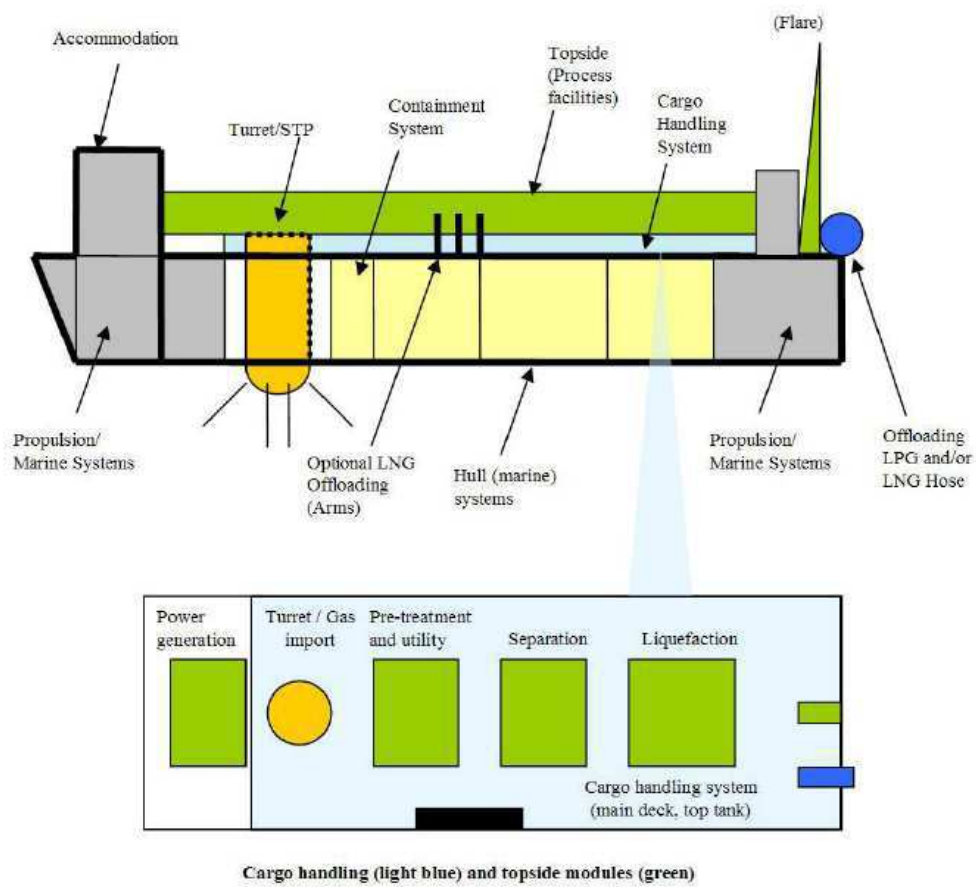


Figura 27: Disposición interior FLNG

5.2.2 Tamaño y capacidad del buque

Un FPSO-LNG se define por su tamaño, tecnología de contención y tecnología de propulsión. La mayor capacidad del buque se traduce en unas mayores dimensiones del mismo, principalmente en la manga.

En la tabla 19 se indican los valores medios, las principales especificaciones de los buques categorizadas por tamaño.

Tabla 19: Capacidades de buques

Características	FLNG de pequeña escala	FLNG de gran escala
Capacidad de licuación	Menos de 3 MTPA	3.5 a 6 MTPA
Capacidad de almacenamiento	Hasta 220 00 m ³	Más de 250 000 m ³
Proceso de licuefacción	Procesos simples	Basados en procesos onshore

Fuente: Poten & Partners (2009)

5.2.3 Tanques de almacenamiento

El transporte marítimo de GNL es realizado en tanques especiales, capaces de operar a la temperatura de -160° C y presión atmosférica. Los tanques son divididos en las categorías Tanques Tipo Membrana y Tanques Independientes como se puede ver en la figura 28.





	Membrane Type		Independent Type	
	GTT Mark III	GTT No.96	Moss	IHI-SPB
Tank Shape				
Tank Wall Thickness	SUS 304L 1.2 mm	Invar (36% Ni) 0.7 mm	Al Alloy (A5083) 50 mm	Al Alloy (A5083) Ni 9% Steel SUS304 10~25 mm
Insulation Thickness	Reinforced Polyurethane Foam 270 mm	Plywood Box + Perlite 530 mm	Polyurethane Foam 250 mm	Polyurethane Foam 250 mm
Gross Ton (138K)	92,900 (100%)	95,500 (102%)	110,000 (118%)	103,000 (110%)*

Figura 28: Categorías de tanques

A diferencia del tanque para transporte convencional de GNL, el proyecto del tanque de almacenamiento de GNL de buque offshore debe tomar en consideración las condiciones de relleno, las cuales intensifican el efecto del choque del producto con las paredes del tanque (sloshing). En los últimos años se ha discutido qué opción de tanque de transporte de GNL es más apropiada para componer el navío de floating GNL.

La figura 29 proporciona los factores a tener en cuenta en los tanques de almacenamiento para FLNG.

FLNG – Storage Tanks

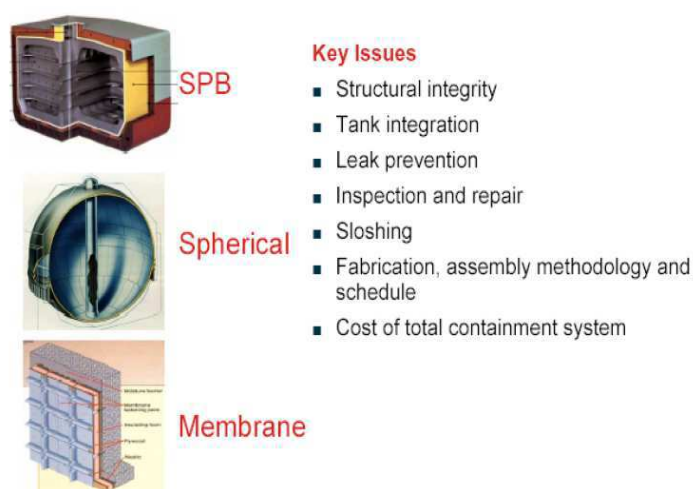


Figura 29: Factores clave en los tanques de almacenamiento

La diferencia fundamental entre los dos tipos de tanques es que en los buques de tipo membrana los tanques poseen restricciones en cuanto al nivel de relleno, transmitiendo las cargas directamente al casco interior del buque por lo que sus paredes no resisten los esfuerzos causados por el sloshing de GNL cuando el tanque se encuentra parcialmente lleno. Los tanques independientes son autoportantes y se apoyan en el fondo del casco del buque a través de faldones, soportes y asientos especiales pero los tanques esféricos MOSS, a pesar de que resistan a los esfuerzos causados por el sloshing en situaciones de relleno parcial del tanque, no proporcionan espacio plano en la cubierta de la embarcación para posicionamiento de la planta de producción de GNL. El tanque IHI-SPB es, entonces, el más apropiado para la aplicación en el floating GNL pues combina las ventajas de alta resistencia al impacto y área plana en la cubierta de la embarcación.

En la figura 30 podemos ver el diseño interior de este tipo de tanque.

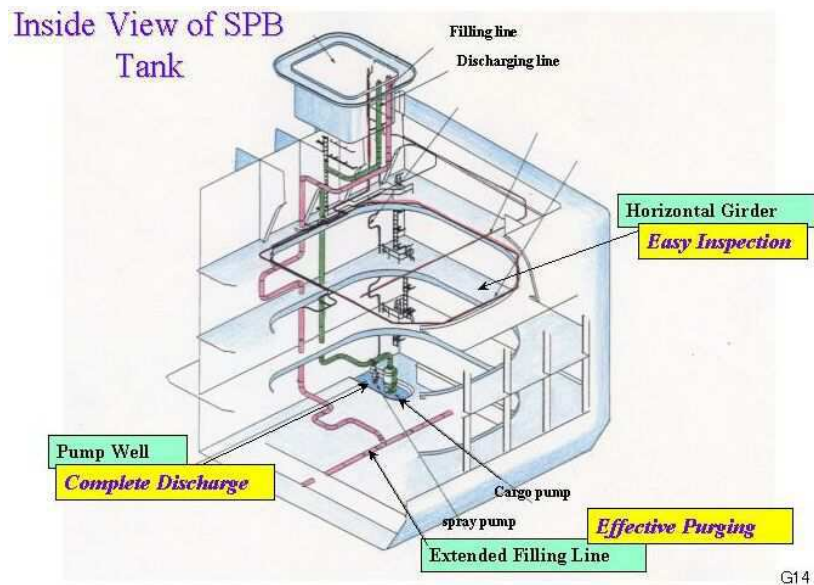


Figura 30: Vista interior de un tanque IHI-SPB

5.2.4 Sistemas de descarga de GNL (Offloading)

La transferencia del producto entre el buque de FGNL y el buque aliviador puede ser hecha mediante:

- ✓ Configuración lado-a-lado: indicada para condiciones ambientales caracterizadas por una altura significativa de ola de hasta 2,5 metros. Esquema del brazo de descarga en la figura 31.

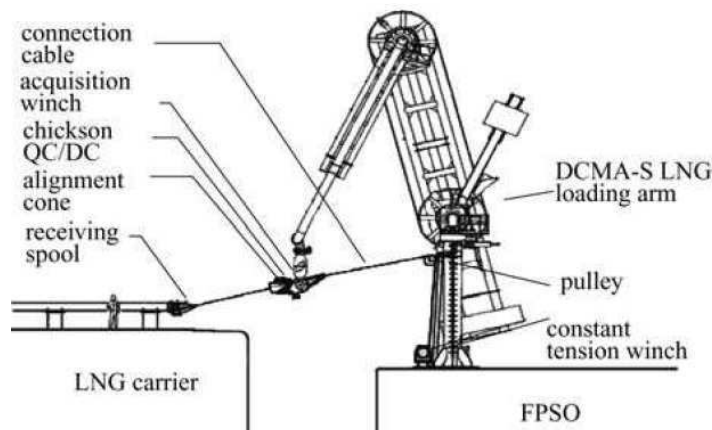


Figura 31: Brazo de descarga en la configuración lado-a-lado

- ✓ Configuración en tándem: indicada en condiciones ambientales caracterizadas por altura significativa de ola de hasta 5,0 metros, o superior, en el caso que el buque sea equipado con un sistema de posicionamiento dinámico.

En la figura 32 podemos ver ambos sistemas de transferencia.



Figura 32: Tándem o lado-a-lado offloading

5.2.4.1 Brazos de carga

La descarga se realiza por el costado, empleando brazos de descarga localizados sobre el buque.

La condición de diseño para el cálculo de los brazos de carga consiste en que el terminal tiene que poder cargar por completo el buque en 12 horas. Al tratarse de un buque de $190\,000\text{ m}^3$ y contar con tres brazos de carga de GNL, el caudal de diseño en m^3/h de gas natural licuado que tiene que tener cada brazo de carga será:

Tabla 20: Caudal y diámetro de brazo de carga

4 brazos de carga	
3 brazos de GNL	1 brazo de vapor
12 h tiempo de carga del buque	
190 000 m ³ /carga	
5 277 m³/h de caudal de carga de cada brazo de GNL	
“Caudal=velocidad x sección”	
Velocidad 5 m/s	Sección = 0,2932 m ²
0,3 m de diámetro del brazo	
24” de diámetro del brazo de descarga de GNL	

Por tanto los 4 brazos de carga de la terminal (3 para GNL y el restante para retorno de vapores para favorecer el flujo de GNL hacia la terminal y mantener el sistema “frío”), estarán diseñados de manera que puedan cargar 5 277 m³/h cada uno, el diámetro será de 24” de cada brazo, para una velocidad máxima de 5 m/s.

Los brazos de descarga están formados por tuberías criogénicas de acero inoxidable austenítico y articulaciones también criogénicas. El primer tramo de tubería vertical está enfundado por una tubería de acero que le sirve de soporte.

El resto está soportado por elementos estructurales de acero al carbono que acompañan a la tubería en su movimiento. Cada brazo está equilibrado en cualquier posición por medio de un contrapeso, cuyo centro de gravedad se desplaza al desplegar el brazo, compensándose ambos movimientos.

Los acoples de desconexión de emergencia tienen válvulas dobles de bloqueo que están mecánicamente enlazadas y se cierran antes de que se realice la desconexión para reducir el derrame de GNL a menos de 0.02 m³.

Los dispositivos de conexión y desconexión de los brazos constarán de:

- Bridas empernadas, que son conexiones básicas embridadas.
- Acoplamiento de conexión/desconexión rápida (QCDC), para una sencilla y rápida conexión y desconexión, que aunque está bajo completo control manual se ayuda de operación hidráulica para abrazar y soltar.

- Sistema de liberación de emergencia (ERS), mediante el cual el brazo rígido se desconecta y conecta del barco en rutina normal por los métodos anteriormente mencionados.

Los brazos tendrán la capacidad de permitir todas las combinaciones de movimiento del buque-tanque relacionado con cambios en la condición de calado, cambios en la marea y condiciones de oleaje en la terminal de carga.

6 BIBLIOGRAFÍA

6.1 Bibliografía general

- ADUKU, Ayema; HARRIS, Oluwaseun; RIVERA, Valerie (2008): “Evaluation of LNG Technologies”, 30th April
- APCI (Air Products and Chemicals Inc.); BOWER, Ron; MC KEEVER, Jack; PILLARELLA, Mark (2008): “Coil Wound Heat Exchanger technology”, LNG INDUSTRY
- APCI (Air Products and Chemicals Inc.); BRONFENBRENNER, James C.; MILLER, Warren R. (2008): “Coil Wound Heat Exchangers for mid sized LNG plants”, LNG INDUSTRY
- APCI (Air Products and Chemicals Inc.); KENNINGTON, William A.; LIU, Yu Nan; OTT, Christopher M.; SCHMIDT, William P.: “How the right technical choices lead to commercial success”
- AL-AIDAROOS, Salma; BASS, Nicholas; DOWNEY, Brian; ZIEGLER, Jonathan (2009): “Offshore LNG Production”, Department of Chemical Engineering University of Pennsylvania
Documento puede ser encontrado en: http://repository.upenn.edu/cbe_sdr/11
- ALI AL-SOBHI, Saad (2007): “Simulation and integration of liquefied natural gas (LNG) processes”, December
- BARCLAY, Michael; SHUKRI, Tariq: “Enhanced Single Mixed Refrigeration process for stranded gas liquefaction”

- BARCLAY, Michael; DENTON, Noel (2005): “Selecting offshore LNG processes”, LNG journal, pp. 34-36.
- BOCCELLA, Stephen; BUKOWSKI, Justin; KOWALSKI, Leo; NAN LIU, Yu (2011): “Innovations in LNG technology for future LNG plants and floating LNG facilities” International Gas Union Research Conference
- BRONFENBRENNER, James C.; PILLARELLA, Mark; SOLOMON, Jim (2009): “Selecting a suitable process”, LNG Industry
- BRONFENBRENNER, Mark; ROBERTS, Mark (2007): “Routes to downscaling liquefaction: Air Products’ Perspectives”, Air Products
- CASWELL, Christopher; DURR, Charles; KILCRAN, Mark: “FLNG- Determining the technical and commercial boundaries”
- CHIU, Chen-Hwa (2006): “Commercial and technical considerations in the developments of offshore liquefaction plant”, 23rd World Gas Conference, Amsterdam
- CHIU, Chen-Hwa; QUILLEN, L. D. (2008): “A new frontier! Offshore LNG” 10-13 March, Bangkok, Thailand
- CUADRADO MALFEITOS, Carlos (2010): “Planta de relicuefacción en buque metanero”, Noviembre
- DÍEZ, Rocío; PÉREZ, Silvia: “Opportunities of monetising natural gas reserves using small to medium scale LNG technologies”, Repsol - YPF
- DUGGAL, Arun; WICHES, Johan (2001): “FPSO offloading experience” FPSO FORUM, 3rd October
- FOGLIETTA, Jorge H.: “Production of LNG using Dual Independent Expander Refrigeration Cycles”

- GIESKES, Constantyn: “A look into the processes of LNG Liquefaction Plants”
- GU, Yan; JU, Yonglin (2008): “LNG-FPSO: Offshore LNG solution” *Front. Energy Power Eng. China*, 2(3), pp: 249-255
- HARTNELL, Graham; KEBERS, Ilmars: “A breakthrough for floating LNG?”, *Poten & Partners*
- KENNINGTON, Bill; SCHMIDT, Will (2011): “Air Products meets requirements of full range of Floating LNG concepts” *LNG journal*, March, pp. 8-12.
- KENNINGTON, William A.; LIU, Yan Nan; OTT, Christopher M.; SCHMIDT, William P. (2010): “How the right technical choices lead to commercial success” en Paper PS3-1
- NAVAS GUTIÉRREZ, Berta de (2009): “Cálculo y dimensionamiento de una planta de separación de aire para una central de ciclo combinado”, Septiembre.
- PACHECO, Hernán F.: “Introducción al desarrollo de la naciente industria de GNL flotante” en EnerDossier
- POPPE, Jeroen: “Dragados Offshore Snohvit”
- POTEN & PARTNERS (2009): “Floating LNG Production” 7th Annual Doha Gas Conference, 9-11 March.
- PRASAD, Shailesh: “Simulation of Nitrogen liquefaction cycles” Department of Mechanical Engineering National Institute of Technology Rourkela
- Q. Y. Li, Y. L. Ju (2010); “Design and analysis of liquefaction process for offshore associated gas resources” en Applied thermal engineering 30, pp. 2518-2525

Journal homepage: www.elsevier.com/locate/apthermeng

- QUEROL ARAGÓN, E. (2007): “Gases Combustibles, transporte marítimo.”
- SAEID, Mokhtab; WOOD, David (2007): “Breaking the offshore LNG stalemate” en World Oil’s Upstream International Forecast, Volume 228, No. 4, April
- SCHIER, Marc: “Floating LNG Production” en The Linde Group
- SHEFFIELD, John A. (2005): “Offshore LNG production – How to make it happen” en Business Briefing: LNG Review
- SHEFFIELD, John A.; MAYER, M. (2001): “The challenges of floating LNG facilities”, Proc. of the GPA Spring Meeting.
- SHUKRI, Tariq (2004): “LNG technology selection” en HYDROCARBON ENGINEERING, February
- VALENCHON, Claude (2009): “Offshore Facilities”
- WOOD, David (2009): “LNG FPSOs - Competing technologies are making progress”, Breakfast presentation at Energy Institute, London, 2nd June.
- WOOD, David (2009): “Floating gas liquefaction: Competing technologies make progress”, E&P Magazine (Hart), May
<http://www.epmag.com/Magazine/2009/5/item37209.php>

6.2 Direcciones electrónicas

- <http://www.airproducts.com> LNG Technology
- <http://www.bluewater-offshore.com>
- <http://www.dwasolutions.com>
- <http://es.scribd.com/doc/43226695/Small-Mid-LNG-Plant-1>
- <http://www.flexlng.com/> Company of LNG production offshore
- <http://www.futuredemands.nl/presentations/Leo%20Festen.pdf>
- <http://www.gnl.es/licuefaccion-gnl.php>
- <http://www.intsok.no/style/downloads/H-egh--PDF-Presentation-NEW-INT.pdf>
- <http://www.intsok.no/style/downloads/INTSOK-PDF-DAY-2--BW-Offshore-.pdf>
- <http://www.marinelog.com/DOCS/NEWSMMV/MMVmar14a.html>
- <http://www.mustangeng.com> Mustang Engineering
- <http://www.mustangeng.com/BusinessUnits/Upstream/LNG/Pages/LNGLiquefactionandLNGFPSOs.aspx>
- <http://www.mustangeng.com/Projects/Pages/UpstreamProjects.aspx>
- <http://www.offshore-technology.com>
- <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544205001799#sec2>
- <http://www.worldoil.com>

DIMENSIONAMIENTO DEL PROCESO DE LICUACIÓN DE UNA PLANTA DE GAS NATURAL OFFSHORE

DOCUMENTO 2: ESTUDIO ECONÓMICO

1 INVERSIÓN

El proceso de licuación tiene un gran impacto en los servicios y costes de operación. La selección del ciclo apropiado es crítico para la relación coste-efectividad en los proyectos de GNL.

Este análisis es muy genérico, puesto que se trata de dar una indicación de los principales elementos que componen los costes de un proyecto. En este, sólo se va a proceder a calcular el coste total de la instalación de la planta. No está incluido en el análisis, los costes de desarrollo del campo de explotación puesto que estos son muy específicos y varían en función de la situación, por lo que es imposible suponerlos.

Tabla 1: Resumen de la inversión

	<i>Caso optimista (\$MM)</i>	<i>Caso pesimista (\$MM)</i>
Total barco y sistemas	335	410
Recepción del gas y limpieza	80	120
Licuefacción	250	350
Transferencia del GNL	25	40
Equipos	60	80
Mantenimiento	30	40
Total proceso	415	590
Total instalaciones	780	1 040

Fuente: SHEFFIELD, John A. (2005)

La tabla 1 muestra el típico rango de costes esperados para una planta FPSO LNG de un millón de toneladas por año usando un proceso basado en la expansión de nitrógeno. Los costes de construcción son muy elevados. Los costes de mantenimiento son

asimismo elevados al seguir pautas muy estrictas y en consonancia con la carga transportada los seguros son también altos. Todo ello se traduce en unos elevados costes de operación (flete + variables) razón por la que se les exige a estos buques una alta productividad y prestaciones.

A efectos meramente indicativos y en relación a la distribución de costes, la tabla 2 indica los principales conceptos.

Tabla 2: Distribución de costes

DISTRIBUCIÓN DE COSTES EN PLANTAS DE LICUACIÓN (valores medios)	
Concepto	%
Tratamiento de gas	5
Deshidratación	2
Refrigeración	15
Licuación	30
Servicios auxiliares	48

FUENTE: Enagás (2009)

DIMENSIONAMIENTO DEL PROCESO DE LICUACIÓN DE UNA PLANTA DE GAS NATURAL OFFSHORE

DOCUMENTO 3: ANEXOS

ANEXO A: SIMULACIÓN DE LA PLANTA

En este anexo se presentan en detalle los resultados obtenidos de la simulación en Aspen del proceso. Los nombres utilizados son los del diagrama de flujo.

Equipos

Bombas

B01

Tabla 1 Resultados bomba B01

Pressure change	2 bar
Head developed	0,20123549 kJ/kg
Pump efficiency used	0,75
Net work required	1416,69784 kW

Compresores

C01

Tabla 2 Resultados compresor C01

Compressor model:	Isentropic Compressor
Phase calculations:	Vapor phase calculation
Indicated horsepower:	40636,2115 kW
Brake horsepower:	40636,2115 kW
Net work required:	40636,2115 kW
Power loss:	0 kW
Efficiency:	0,8
Mechanical efficiency:	1
Outlet pressure:	20 bar
Outlet temperature:	110, 3 °C
Isentropic outlet temperature:	94,22 °C
Vapor fraction:	1

C02

Tabla 3 Resultados compresor C02

Compressor model:	Isentropic Compressor
Phase calculations:	Vapor phase calculation
Indicated horsepower:	41669,7003 kW
Brake horsepower:	41669,7003 kW
Net work required:	41669,7003 kW
Power loss:	0 kW
Efficiency:	0,8
Mechanical efficiency:	1
Outlet pressure:	40 bar
Outlet temperature:	119,55 °C
Isentropic outlet temperature:	103,36 °C
Vapor fraction:	1

C03

Tabla 4 Resultados compresor C03

Compressor model:	Isentropic Compressor
Phase calculations:	Vapor phase calculation
Indicated horsepower:	41828,4944 kW
Brake horsepower:	41828,4944 kW
Net work required:	41828,4944 kW
Power loss:	0 kW
Efficiency:	0,8
Mechanical efficiency:	1
Outlet pressure:	80 bar
Outlet temperature:	119,56 °C
Isentropic outlet temperature:	103,82 °C
Vapor fraction:	1

Turbinas

T01

Tabla 5 Resultados turbina T01

Compressor model:	Isentropic Turbine
Phase calculations:	Vapor phase calculation
Indicated horsepower:	-20111,622 kW
Brake horsepower:	-20111,622 kW
Net work required:	-20111,622 kW
Power loss:	0 kW
Efficiency:	0,85
Mechanical efficiency:	1
Outlet pressure:	18 bar
Outlet temperature:	-127,97 °C
Isentropic outlet temperature:	-135,10 °C
Vapor fraction:	1

T02

Tabla 6 Resultados turbina T02

Compressor model:	Isentropic Turbine
Phase calculations:	Vapor phase calculation
Indicated horsepower:	-3113,1774 kW
Brake horsepower:	-3113,1774 kW
Net work required:	-3113,1774 kW
Power loss:	0 kW
Efficiency:	0,85
Mechanical efficiency:	1
Outlet pressure:	19 bar
Outlet temperature:	-154,69 °C
Isentropic outlet temperature:	-157,66 °C
Vapor fraction:	1

Economizadores

EC-1

Tabla 7 Resultados economizador EC-1

Inlet stream	N215	N211
Exchanger side:	HOT	COLD
Outlet stream:	N216	N212
Inlet temperature °C	30,1174642	-86,487355
Inlet pressure bar	80	13
Inlet vapor fraction:	1	1
Outlet temperature °C	-60	29,3170528
Outlet pressure bar	75	10
Outlet vapor fraction:	1	1
Duty kW	-53004,244	53004,2442

EC-2

Tabla 8 Resultados economizador EC-2

Inlet stream	N218	N220
Exchanger side:	HOT	COLD
Outlet stream:	N221	N210
Inlet temperature °C	-60	-127,96547
Inlet pressure bar	75	18
Inlet vapor fraction:	1	1
Outlet temperature °C	-100	-103,6451
Outlet pressure bar	72	13
Outlet vapor fraction:	1	1
Duty kW	-5776,752	5776,75202

Intercambiadores de carcasa y tubo

ITC01

Tabla 9 Resultados intercambiador ITC01

Hot-side Temp	Cold-side Temp	LMTD	U	Duty	Area	UA
C	C	C	Watt/sqm-K	kW	sqm	J/sec-K
35,1174642	29,909672	33,7690114	850	38149,6996	1329,08835	1129725,09

ITC02

Tabla 10 Resultados intercambiador ITC02

Hot-side Temp	Cold-side Temp	LMTD	U	Duty	Area	UA
C	C	C	Watt/sqm-K	kW	sqm	J/sec-K
35,1174642	30,6236544	36,1190536	850	43832,923	1427,72691	1213567,87

ITC03

Tabla 11 Resultados intercambiador ITC03

Hot-side Temp	Cold-side Temp	LMTD	U	Duty	Area	UA
C	C	C	Watt/sqm-K	kW	sqm	J/sec-K
30,1174642	31,2013265	29,0257644	850	48431,2027	1963,01068	1668559,08

Intercambiadores de calor criogénicos

HE-1

Tabla 12 Resultados intercambiador HE-1

Inlet stream	GN03	6
Exchanger side:	HOT	COLD
Outlet stream:	2	N202
Inlet temperature °C	-107,57501	-154,68889
Inlet pressure bar	20	19
Inlet vapor fraction:	0	1
Outlet temperature °C	-150	-107,38748
Outlet pressure bar	18	19
Outlet vapor fraction:	0	1
Duty kW	-6195,5275	6195,5275

HE-2

Tabla 13 Resultados intercambiador HE-2

Inlet stream	GN02	N204
Exchanger side:	HOT	COLD
Outlet stream:	GN03	N205
Inlet temperature °C	-40	-121,90304
Inlet pressure bar	25	18
Inlet vapor fraction:	1	1
Outlet temperature °C	-107,57501	-72,992855
Outlet pressure bar	20	16
Outlet vapor fraction:	0	1
Duty kW	-17849,716	17849,7157

HE-3

Tabla 14 Resultados intercambiador HE-3

Inlet stream	GN01	N207
Exchanger side:	HOT	COLD
Outlet stream:	GN02	N208
Inlet temperature °C	27	-72,992855
Inlet pressure bar	30	16
Inlet vapor fraction:	1	1
Outlet temperature °C	-40	18,0018422
Outlet pressure bar	25	14
Outlet vapor fraction:	1	1
Duty kW	-5458,9801	5458,98009

Válvulas

JT-1

Tabla 15 Resultados válvula JT-1

Outlet pressure	1,01325	bar
Pressure drop	16,98675	bar

JT-2

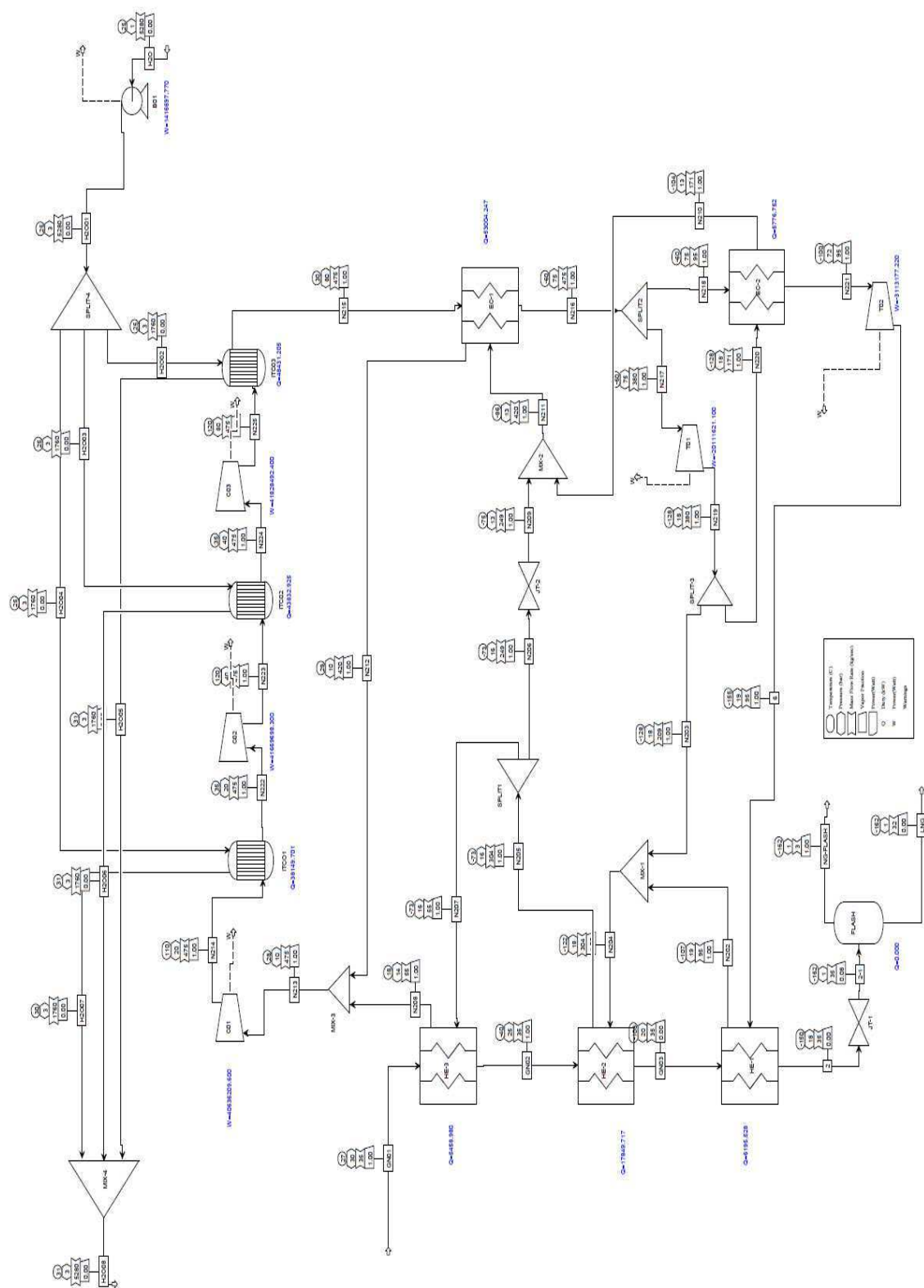
Tabla 16 Resultados válvula JT-2

Outlet pressure	13	bar
Pressure drop	3	bar

Flash

Tabla 17 Resultados FLASH

Outlet temperature	-161,65391	°C
Outlet pressure bar	1,01325	bar
Vapor fraction:	0,0839082	
Heat duty	0	
Net duty	0	
1 st liquid / Total liquid	1	



Resultados corrientes:

Tabla 18 Bomba B01

	H2O	H2O01
From		B01
To	B01	SPLIT-4
Substream: MIXED		
Phase:	Liquid	Liquid
Component Mole Flow		
NG	0	0
NITROGEN	0	0
WATER	293,08	293,08
Mole Flow	293,08	293,08
Mass Flow	5280	5280
Volume Flow	5,31	5,31
Temperature	25,1	25,12
Pressure	1,01	3,01
Vapor Fraction	0	0
Liquid Fraction	1	1
Solid Fraction	0	0
Molar Enthalpy	-287729200	-287724400
Mass Enthalpy	-15971400	-15971130
Enthalpy Flow	-84328990	-84327570
Molar Entropy	-167872,7	-167870,7
Mass Entropy	-9318,35	-9318,24
Molar density	55,17	55,17
Mass density	993,86	993,84
Average Molecular Weight	18,02	18,02

Tabla 19 Compresor C01

	N213	N214
From	MIX-3	C01
To	C01	ITCO1
Substream: MIXED		
Phase:	Vapor	Vapor
Component Mole Flow		
NG	0	0
NITROGEN	16,96	16,96
WATER	0	0
Mole Flow	16,96	16,96
Mass Flow	475	475
Volume Flow	42,29	27,1
Temperature	27,89	110,29
Pressure	10	20
Vapor Fraction	1	1
Liquid Fraction	0	0
Solid Fraction	0	0
Molar Enthalpy	10642,21	2407193
Mass Enthalpy	379,9	85929,81
Enthalpy Flow	180,45	40816,66
Molar Entropy	-18966,45	-17689,46
Mass Entropy	-677,05	-631,46
Molar density	0,4	0,63
Mass density	11,23	17,53
Average Molecular Weight	28,01	28,01

Tabla 20 Compresor C02

	N222	N223
From	ITCO1	C02
To	C02	ITC02
Substream: MIXED		
Phase:	Vapor	Vapor
Component Mole Flow		
NG	0	0
NITROGEN	16,96	16,96
WATER	0	0
Mole Flow	16,96	16,96
Mass Flow	475	475
Volume Flow	21,61	13,94
Temperature	35,12	119,55
Pressure	20	40
Vapor Fraction	1	1
Liquid Fraction	0	0
Solid Fraction	0	0
Molar Enthalpy	157286	2614788
Mass Enthalpy	5614,65	93340,33
Enthalpy Flow	2666,96	44336,66
Molar Entropy	-24221,84	-22943,71
Mass Entropy	-864,65	-819,02
Molar density	0,78	1,22
Mass density	21,98	34,07
Average Molecular Weight	28,01	28,01

Tabla 21 Compresor C03

	N224	N225
From	ITC02	C03
To	C03	ITC03
Substream: MIXED		
Phase:	Vapor	Vapor
Component Mole Flow		
NG	0	0
NITROGEN	16,96	16,96
WATER	0	0
Mole Flow	16,96	16,96
Mass Flow	475	475
Volume Flow	10,77	7,05
Temperature	35,12	119,56
Pressure	40	80
Vapor Fraction	1	1
Liquid Fraction	0	0
Solid Fraction	0	0
Molar Enthalpy	29708,2	2496575
Mass Enthalpy	1060,5	89120,48
Enthalpy Flow	503,74	42332,23
Molar Entropy	-30359,02	-29076,8
Mass Entropy	-1083,73	-1037,96
Molar density	1,57	2,41
Mass density	44,09	67,39
Average Molecular Weight	28,01	28,01

Tabla 22 Turbina T01

	N217	N219
From	SPLIT2	T01
To	T01	SPLIT-3
Substream: MIXED		
Phase:	Vapor	Vapor
Component Mole Flow		
NG	0	0
NITROGEN	13,56	13,56
WATER	0	0
Mole Flow	13,56	13,56
Mass Flow	380	380
Volume Flow	2,83	7,81
Temperature	-60	-127,97
Pressure	75	18
Vapor Fraction	1	1
Liquid Fraction	0	0
Solid Fraction	0	0
Molar Enthalpy	-3485656	-4968279
Mass Enthalpy	-124427,8	-177353,1
Enthalpy Flow	-47282,57	-67394,2
Molar Entropy	-49118,41	-47270,18
Mass Entropy	-1753,39	-1687,41
Molar density	4,79	1,74
Mass density	134,31	48,63
Average Molecular Weight	28,01	28,01

Tabla 23 Turbina T02

	6	N221
From	T02	EC-2
To	HE-1	T02
Substream: MIXED		
Phase:	Vapor	Vapor
Component Mole Flow		
NG	0	0
NITROGEN	3,39	3,39
WATER	0	0
Mole Flow	3,39	3,39
Mass Flow	95	95
Volume Flow	1,21	0,5
Temperature	-154,69	-100
Pressure	19	72
Vapor Fraction	1	1
Liquid Fraction	0	0
Solid Fraction	0	0
Molar Enthalpy	-6107108	-5189098
Mass Enthalpy	-218006	-185235,7
Enthalpy Flow	-20710,57	-17597,4
Molar Entropy	-56347,23	-57732,47
Mass Entropy	-2011,43	-2060,88
Molar density	2,8	6,8
Mass density	78,42	190,37
Average Molecular Weight	28,01	28,01

Tabla 24 Economizador EC-1

	N211	N212	N215	N216
From	MX-2	EC-1	ITC03	EC-1
To	EC-1	MIX-3	EC-1	SPLIT2
Substream: MIXED				
Phase:	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Component Mole Flow				
NG	0	0	0	0
NITROGEN	15	15	16,96	16,96
WATER	0	0	0	0
Mole Flow	15	15	16,96	16,96
Mass Flow	420,28	420,28	475	475
Volume Flow	17,12	37,6	5,29	3,54
Temperature	-86,49	29,32	30,12	-60
Pressure	13	10	80	75
Vapor Fraction	1	1	1	1
Liquid Fraction	0	0	0	0
Solid Fraction	0	0	0	0
Molar Enthalpy	-3480088	52873,9	-359691,6	-3485656
Mass Enthalpy	-124229,1	1887,44	-12839,95	-124427,8
Enthalpy Flow	-52210,99	793,26	-6098,97	-59103,22
Molar Entropy	-35733,55	-18826,49	-37339,49	-49118,41
Mass Entropy	-1275,58	-672,05	-1332,91	-1753,39
Molar density	0,88	0,4	3,21	4,79
Mass density	24,55	11,18	89,8	134,31
Average Molecular Weight	28,01	28,01	28,01	28,01

Tabla 25 Economizador EC-2

	N210	N218	N220	N221
From	EC-2	SPLIT2	SPLIT-3	EC-2
To	MX-2	EC-2	EC-2	T02
Substream: MIXED				
Phase:	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Component Mole Flow				
NG	0	0	0	0
NITROGEN	6,1	3,39	6,1	3,39
WATER	0	0	0	0
Mole Flow	6,1	3,39	6,1	3,39
Mass Flow	171	95	171	95
Volume Flow	6,21	0,71	3,52	0,5
Temperature	-103,65	-60	-127,97	-100
Pressure	13	75	18	72
Vapor Fraction	1	1	1	1
Liquid Fraction	0	0	0	0
Solid Fraction	0	0	0	0
Molar Enthalpy	-4021923	-3485656	-4968279	-5189098
Mass Enthalpy	-143571	-124427,8	-177353,1	-185235,7
Enthalpy Flow	-24550,64	-11820,64	-30327,39	-17597,4
Molar Entropy	-38778,96	-49118,41	-47270,18	-57732,47
Mass Entropy	-1384,3	-1753,39	-1687,41	-2060,88
Molar density	0,98	4,79	1,74	6,8
Mass density	27,52	134,31	48,63	190,37
Average Molecular Weight	28,01	28,01	28,01	28,01

Tabla 26 Intercambiadores de carcasa y tubo ITC01

	H2O04	H2O07	N214	N222
From	SPLIT-4	ITCO1	C01	ITCO1
To	ITCO1	MIX-4	ITCO1	C02
Substream: MIXED				
Phase:	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor
Component Mole Flow				
NG	0	0	0	0
NITROGEN	0	0	16,96	16,96
WATER	97,69	97,69	0	0
Mole Flow	97,69	97,69	16,96	16,96
Mass Flow	1760	1760	475	475
Volume Flow	1,77	1,78	27,1	21,61
Temperature	25,12	29,91	110,29	35,12
Pressure	3,01	3,01	20	20
Vapor Fraction	0	0	1	1
Liquid Fraction	1	1	0	0
Solid Fraction	0	0	0	0
Molar Enthalpy	-287724400	-287333900	2407193	157286
Mass Enthalpy	-15971130	-15949460	85929,81	5614,65
Enthalpy Flow	-28109160	-28071010	40816,66	2666,96
Molar Entropy	-167870,7	-166571,9	-17689,46	-24221,84
Mass Entropy	-9318,24	-9246,15	-631,46	-864,65
Molar density	55,17	54,91	0,63	0,78
Mass density	993,84	989,21	17,53	21,98
Average Molecular Weight	18,02	18,02	28,01	28,01

Tabla 27 Intercambiadores de carcasa y tubo ITC02

	H2O03	H2O06	N223	N224
From	SPLIT-4	ITC02	C02	ITC02
To	ITC02	MIX-4	ITC02	C03
Substream: MIXED				
Phase:	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor
Component Mole Flow				
NG	0	0	0	0
NITROGEN	0	0	16,96	16,96
WATER	97,69	97,69	0	0
Mole Flow	97,69	97,69	16,96	16,96
Mass Flow	1760	1760	475	475
Volume Flow	1,77	1,78	13,94	10,77
Temperature	25,12	30,62	119,55	35,12
Pressure	3,01	3,01	40	40
Vapor Fraction	0	0	1	1
Liquid Fraction	1	1	0	0
Solid Fraction	0	0	0	0
Molar Enthalpy	-287724400	-287275700	2614788	29708,2
Mass Enthalpy	-15971130	-15946230	93340,33	1060,5
Enthalpy Flow	-28109160	-28065330	44336,66	503,74
Molar Entropy	-167870,7	-166380,2	-22943,71	-30359,02
Mass Entropy	-9318,24	-9235,5	-819,02	-1083,73
Molar density	55,17	54,87	1,22	1,57
Mass density	993,84	988,52	34,07	44,09
Average Molecular Weight	18,02	18,02	28,01	28,01

Tabla 28 Intercambiadores de carcasa y tubo ITC03

	H2O02	H2O05	N215	N225
From	SPLIT-4	ITC03	ITC03	C03
To	ITC03	MIX-4	EC-1	ITC03
Substream: MIXED				
Phase:	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor
Component Mole Flow				
NG	0	0	0	0
NITROGEN	0	0	16,96	16,96
WATER	97,7	97,7	0	0
Mole Flow	97,7	97,7	16,96	16,96
Mass Flow	1760	1760	475	475
Volume Flow	1,77	1,78	5,29	7,05
Temperature	25,12	31,2	30,12	119,56
Pressure	3,01	3,01	80	80
Vapor Fraction	0	0	1	1
Liquid Fraction	1	1	0	0
Solid Fraction	0	0	0	0
Molar Enthalpy	-287724400	-287228700	-359691,6	2496575
Mass Enthalpy	-15971130	-15943610	-12839,95	89120,48
Enthalpy Flow	-28109250	-28060820	-6098,97	42332,23
Molar Entropy	-167870,7	-166225,4	-37339,49	-29076,8
Mass Entropy	-9318,24	-9226,91	-1332,91	-1037,96
Molar density	55,17	54,84	3,21	2,41
Mass density	993,84	987,95	89,8	67,39
Average Molecular Weight	18,02	18,02	28,01	28,01

Tabla 29 Intercambiadores de calor criogénicos HE-1

	2	6	GN03	N202
From	HE-1	T02	HE-2	HE-1
To	JT-1	HE-1	HE-1	MX-1
Substream: MIXED				
Phase:	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Component Mole Flow				
NG	2,2	0	2,2	0
NITROGEN	0	3,39	0	3,39
WATER	0	0	0	0
Mole Flow	2,2	3,39	2,2	3,39
Mass Flow	35,23	95	35,23	95
Volume Flow	0,09	1,21	0,11	2,22
Temperature	-150	-154,69	-107,58	-107,39
Pressure	18	19	20	19
Vapor Fraction	0	1	0	1
Liquid Fraction	1	0	1	0
Solid Fraction	0	0	0	0
Molar Enthalpy	-88423860	-6107108	-85602590	-4280178
Mass Enthalpy	-5511761	-218006	-5335902	-152790
Enthalpy Flow	-194179,3	-20710,57	-187983,8	-14515,05
Molar Entropy	-182293,7	-56347,23	-162844,8	-43232,43
Mass Entropy	-11362,99	-2011,43	-10150,67	-1543,27
Molar density	25,22	2,8	20,09	1,52
Mass density	404,66	78,42	322,29	42,71
Average Molecular Weight	16,04	28,01	16,04	28,01

Tabla 30 Intercambiadores de calor criogénicos HE-2

	GN02	GN03	N204	N205
From	HE-3	HE-2	MX-1	HE-2
To	HE-2	HE-1	HE-2	SPLIT1
Substream: MIXED				
Phase:	Vapor	Liquid	Vapor	Vapor
Component Mole Flow				
NG	2,2	2,2	0	0
NITROGEN	0	0	10,85	10,85
WATER	0	0	0	0
Mole Flow	2,2	2,2	10,85	10,85
Mass Flow	35,23	35,23	304	304
Volume Flow	1,5	0,11	6,65	10,81
Temperature	-40	-107,58	-121,9	-72,99
Pressure	25	20	18	16
Vapor Fraction	1	0	1	1
Liquid Fraction	0	1	0	0
Solid Fraction	0	0	0	0
Molar Enthalpy	-77474330	-85602590	-4753247	-3108403
Mass Enthalpy	-4829239	-5335902	-169677,1	-110961
Enthalpy Flow	-170134,1	-187983,8	-51581,85	-33732,14
Molar Entropy	-117785,4	-162844,8	-45819,05	-35462,93
Mass Entropy	-7341,96	-10150,67	-1635,61	-1265,92
Molar density	1,47	20,09	1,63	1
Mass density	23,51	322,29	45,72	28,12
Average Molecular Weight	16,04	16,04	28,01	28,01

Tabla 31 Intercambiadores de calor criogénicos HE-3

	GN01	GN02	N207	N208
From		HE-3	SPLIT1	HE-3
To	HE-3	HE-2	HE-3	MIX-3
Substream: MIXED				
Phase:	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Component Mole Flow				
NG	2,2	2,2	0	0
NITROGEN	0	0	1,95	1,95
WATER	0	0	0	0
Mole Flow	2,2	2,2	1,95	1,95
Mass Flow	35,23	35,23	54,72	54,72
Volume Flow	1,71	1,5	1,95	3,36
Temperature	27	-40	-72,99	18
Pressure	30	25	16	14
Vapor Fraction	1	1	1	1
Liquid Fraction	0	0	0	0
Solid Fraction	0	0	0	0
Molar Enthalpy	-74988460	-77474330	-3108403	-313720,6
Mass Enthalpy	-4674287	-4829239	-110961	-11198,92
Enthalpy Flow	-164675,1	-170134,1	-6071,78	-612,8
Molar Entropy	-109798,7	-117785,4	-35462,93	-22845,99
Mass Entropy	-6844,13	-7341,96	-1265,92	-815,54
Molar density	1,28	1,47	1	0,58
Mass density	20,55	23,51	28,12	16,3
Average Molecular Weight	16,04	16,04	28,01	28,01

Tabla 32 válvula JT-1

	2	2-1
From	HE-1	JT-1
To	JT-1	FLASH
Substream: MIXED		
Phase:	Liquid	Mixed
Component Mole Flow		
NG	2,2	2,2
NITROGEN	0	0
WATER	0	0
Mole Flow	2,2	2,2
Mass Flow	35,23	35,23
Volume Flow	0,09	1,71
Temperature	-150	-161,65
Pressure	18	1,01
Vapor Fraction	0	0,08
Liquid Fraction	1	0,92
Solid Fraction	0	0
Molar Enthalpy	-88423860	-88423860
Mass Enthalpy	-5511761	-5511761
Enthalpy Flow	-194179,3	-194179,3
Molar Entropy	-182293,7	-181493,9
Mass Entropy	-11362,99	-11313,13
Molar density	25,22	1,29
Mass density	404,66	20,64
Average Molecular Weight	16,04	16,04

Tabla 33 válvula JT-2

	N206	N209
From	SPLIT1	JT-2
To	JT-2	MX-2
Substream: MIXED		
Phase:	Vapor	Vapor
Component Mole Flow		
NG	0	0
NITROGEN	8,9	8,9
WATER	0	0
Mole Flow	8,9	8,9
Mass Flow	249,28	249,28
Volume Flow	8,87	10,9
Temperature	-72,99	-74,54
Pressure	16	13
Vapor Fraction	1	1
Liquid Fraction	0	0
Solid Fraction	0	0
Molar Enthalpy	-3108403	-3108403
Mass Enthalpy	-110961	-110961
Enthalpy Flow	-27660,35	-27660,35
Molar Entropy	-35462,93	-33803,36
Mass Entropy	-1265,92	-1206,68
Molar density	1	0,82
Mass density	28,12	22,86
Average Molecular Weight	28,01	28,01

Tabla 34 Flash

		LNG	NG-FLASH
From	JT-1	FLASH	FLASH
To	FLASH		
Substream: MIXED			
Phase:	Mixed	Liquid	Vapor
Component Mole Flow			
NG	2,2	2,01	0,18
NITROGEN	0	0	0
WATER	0	0	0
Mole Flow	2,2	2,01	0,18
Mass Flow	35,23	32,27	2,96
Volume Flow	1,71	0,08	1,63
Temperature	-161,65	-161,65	-161,65
Pressure	1,01	1,01	1,01
Vapor Fraction	0,08	0	1
Liquid Fraction	0,92	1	0
Solid Fraction	0	0	0
Molar Enthalpy	-88423860	-89111650	-80914760
Mass Enthalpy	-5511761	-5554633	-5043693
Enthalpy Flow	-194179,3	-179269,8	-14909,59
Molar Entropy	-181493,9	-187662,7	-114145,2
Mass Entropy	-11313,13	-11697,65	-7115,06
Molar density	1,29	26,33	0,11
Mass density	20,64	422,42	1,81
Average Molecular Weight	16,04	16,04	16,04

ANEXO B: GENERADORES ELÉCTRICOS INDUSTRIALES

- Turbinas de vapor

Tabla 1: Ventajas e inconvenientes de uso de Turbinas de vapor

	Ventajas	Inconvenientes
Turbinas de vapor	<ul style="list-style-type: none"> - Gran cantidad de fabricantes establecidos. - Tamaño: pueden ser fabricados con las especificaciones exactas. - Potencia obtenida por encima de 130 MW. - Alta fiabilidad: pueden llegar a durar 30 años. - Alta disponibilidad: pueden lograr 3 años de operación continuada sin necesidad de inyección - Buena eficiencia termodinámica - La potencia de salida es inalterable por las condiciones ambientales - Flexibilidad en el combustible: las calderas que generan vapor pueden utilizar varias mezclas de combustible, a diferencia de las turbinas de gas. 	<ul style="list-style-type: none"> - Tecnología anticuada. - Físicamente muy grande. Ya que está compuesto de calderas, condensadores, planta desalinizadora, etc. - CAPEX alto, mayor que el de una turbina de gas - Mantenimiento mayor: la frecuencia entre revisiones es el doble que el de la turbina de gas - Complejidad por los equipos auxiliares necesarios.

- Turbinas de gas

Tabla 2: Ventajas e inconvenientes de uso de Turbinas de gas

	Ventajas	Inconvenientes
Turbinas de gas	<ul style="list-style-type: none"> - El ciclo simple de GT es simple en su diseño. - Bajos CAPEX. - Economías de escala cuando se usa varias “frame”. - Amplia experiencia operacional como accionamiento - Bajo riesgo - Más fácil de montar que un sistema de vapor. - Área necesaria para la planta, menor - Menor emisión de NOx que las turbinas aeroderivadas - Rango de tamaños desde 30 hasta 130 MW 	<ul style="list-style-type: none"> - Baja eficiencia térmica y altas emisiones de CO2 - Tamaños concretos y velocidades óptimas fijadas. - Mantenimiento intensivo - Puede no hacerse uso total de la energía entregada por la turbina de gas - El proceso y los compresores deben ser diseñados teniendo en cuenta la turbina de gas - Potencia de salida sensible a los cambios de condiciones ambiente. - Las de baja potencia de arranque requieren un motor de arranque.

- Turbinas de gas aeroderivadas

Tabla3: Ventajas e inconvenientes de uso de Turbinas aeroderivadas

	Ventajas	Inconvenientes
Turbinas aeroderivadas	<ul style="list-style-type: none"> - Mayor eficiencia térmica que las turbinas de gas industriales - Menor área que las turbinas de gas industriales - Menor periodo de mantenimiento - Menor área que las turbinas de gas industriales - Mayor disponibilidad. - La mayoría de los modelos pueden variar su velocidad para obtener mayor potencia. - No son necesarios Motores de apoyo o turbina de vapor en los arranques de la planta 	<ul style="list-style-type: none"> - Mayor emisión de NOx que las turbinas industriales. - Los motores necesitan mayor cuidado y mantenimiento - tamaños fijos, y velocidades óptimas fijadas. - El proceso puede que no haga uso total de la energía - Potencia obtenida depende sensiblemente de las condiciones ambientales - La calidad de combustible es crítico. - Limitada experiencia para plantas de GNL “offshore” como generador eléctrico mecánico - No está probado para potencias mayores a 44 MW - Mayor riesgo tecnológico que con las turbinas industriales.

- Motores eléctricos

Tabla 4: Ventajas e inconvenientes de uso de Motores eléctricos

	Ventajas	Inconvenientes
Motores eléctricos	<ul style="list-style-type: none"> - Se pueden diseñar para adaptarse a la demanda de potencia de los compresores - Mayor disponibilidad de la planta de GNL que utilizando turbinas de gas o turbinas de vapor. - Para velocidades de los compresores de 3.000 a 3.600 rpm se puede evitar el uso de gear-boxes - La generación de energía puede realizarse off-site - Experiencia limitada para potencias altas - Menor CAPEX si la energía que necesitan los motores es tomada de la red. 	<ul style="list-style-type: none"> - La generación de energía off-site no suele estar disponible. - CAPEX muy alto si la generación de energía se construye dentro de la planta de GNL - OPEX alto. - En el arranque del motor se tienen que tener en cuenta picos de corriente - Posible inestabilidad en el sistema eléctrico por la introducción de armónicos

ANEXO C: ACCIDENTES IMPORTANTES DE GNL

Fecha del Accidente	Nombre de la Instalación/Buque	Ubicación	Situación del Buque	Daños/ Fatalidades	Daños al Buque/Propiedad	Derrames de GNL	Comentarios
1944	Tanque de GNL del East Ohio Gas	Cleveland	NA	128 muertes	NA	NA	Fallas en el tanque e inexistencia de berna. Formación de una nube de vapor que invadió las calles vecinas y el sistema de drenaje. Ignición de gas natural en el charco de GNL.
1965		Canvey Island, R.U.	Operación de transferencia	1 quemado seriamente		Si	
1965	Jules Vernet		Cargando	No	Si	Si	Sobrecarga. Fracturas en la cubierta y puente del tanque.
1965	Methane Princess		Desconectado después de la descarga	No	Si	Si	Derrame en válvula y fracturas en el puente.
1971	Buque Esso Brega, terminal de importación de GNL en La Spezia	Italia	Descargando el GNL en el tanque de almacenamiento	NA	NA	Si	Primer accidente documentado de "roll-over". Repentino incremento en la presión dentro del tanque. El vapor de GNL se derramó por las válvulas de seguridad del tanque. Daños menores al techo del tanque. No hubo incendio.
1973	Texas Eastern Transmission, Tanque de GNL	Staten Island	NA	40 muertos	No	No	Accidente industrial no relacionado con la presencia de GNL. En el curso de unas

Fecha del Accidente	Nombre de la Instalación/Buque	Ubicación	Situación del Buque	Daños/ Fatalidades	Daños al Buque/Propiedad	Derrames de GNL	Comentarios
							reparaciones, los vapores asociados con el proceso de limpieza aparentemente causaron la ignición del recubrimiento de mylar. El incendio causó que subieran las temperaturas, generando suficiente presión para destrozar el techo de concreto de 6 pulgadas de espesor que se derrumbó sobre los trabajadores que se encontraban dentro del tanque
1973		Canvey Island, R.U.	NA	No	Si	Si	Roturas de vidrio. Se derramaron pequeñas cantidades de GNL sobre un charco de agua de lluvia, y la explosión del vapor sin llama, la llamada fase de transición rápida (RPT), ocasionó estruendos. No hubo daños.
1974	Massachusetts		Cargando	No	Si	Si	Derrame en la válvula. Fracturas en el puente.
1974	Methane Progress		En el puerto	No	Si	No	Encalló y tocó fondo en Arzew.
1975	Philadelphia Gas Works		NA	No	Si	NA	No causado por el GNL. El derrame del fluido ocasionado por el calor de un intermedio del iso-pentane se prendió, quemando toda el área de regasificación.
1977	Arzew	Algeria	NA	1 trabajador	NA	Si	Falla de la válvula de aluminio al

Fecha del Accidente	Nombre de la Instalación/Buque	Ubicación	Situación del Buque	Daños/ Fatalidades	Daños al Buque/Propiedad	Derrames de GNL	Comentarios
1977	LNG Aquarius		Cargando	No	No	Si	Tanque sobrecargado.
1979	Columbia Gas LNG Terminal	Cove Point, Maryland	NA	1 muerto 1 herido grave	Si	Si	Ocurrió una explosión dentro de la subestación eléctrica. El GNL se filtró por el sello de penetración eléctrica de la bomba de GNL, pasó por 200 pies de ducto eléctrico subterráneo y entró a la subestación. Debido a que no se esperaba la presencia de gas natural en el edificio, no existían detectores de gas en esa área. Los contactos eléctricos del circuito prendieron fuego a la mezcla de gas natural y aire, resultando en una explosión.
1979	Buque Mostefa Ben-Boulaid	?	Descargando	No	Si	Si	Derrame en la válvula. Fracturas en el puente.
1979	Buque Pollenger	?	Descargando	No	Si	Si	Derrame en la válvula. Fracturas en la cubierta del tanque.
1979	Buque El Paso Paul Kayser		En el mar	No	Si	No	Varado. Daños severos al fondo, tanques del balasto, daños por agua a los motores, y sistema de contención.
1980	LNG Libra		En el mar	No	Si	No	El fuste se fue en contra del

Fecha del Accidente	Nombre de la Instalación/Buque	Ubicación	Situación del Buque	Daños/Fatalidades	Daños al Buque/Propiedad	Derrames de GNL	Comentarios
							timón. Fracturas en la cola del fuste.
1980	LNG Taurus		En el puerto	No	Si	No	Varado. Inundación de los tanques de balasto Daños extensivos en el fondo.
1984	Melrose		En el mar	No	Si	No	Incendio en el cuarto de máquinas. No se sufrieron daños estructurales, sólo en el cuarto de máquinas.
1985	Gradinia		En el puerto	No	No se reportaron	No	Fallas en el mecanismo de dirección. No se reportaron los detalles del daño.
1985	Isabella		Descargando	No	Si	Si	Fallas en válvula de carga. Sobrecarga. Fracturas al puente.
1989	Tellier		Cargando	No	Si	Si	Rompió los amarres. Fracturas al casco y puente.
1990	Bachir Chihani		En el mar	No	Si	No	Sostuvo fracturas estructurales, causadas aparentemente por esfuerzos y fatiga en el casco interno.
1993	Instalación de licuefacción en Indonesia	Indonesia	NA	No	NA	NA	Derrame de GNL en la línea de bajada durante un proyecto de modificación del ducto. El GNL entró por el sistema de drenaje de concreto bajo tierra, sufrió expansión rápida de vapor que causó presión excesiva y rompió los tubos del drenaje. Daños sustanciales al sistema de

Fecha del Accidente	Nombre de la Instalación/Buque	Ubicación	Situación del Buque	Daños/ Fatalidades	Daños al Buque/Propiedad	Derrames de GNL	Comentarios
2002	Buque de GNL Norman Lady	Al este de Estrecho de Gibraltar	En el mar	No	Si	No	drenaje. Colisión con un submarino de combustible nuclear de la Marina de los Estados Unidos, el U.S.S. Oklahoma City. En condición de balasto. El buque sufrió un derrame de agua de mar en el área del tanque seco del fondo doble.

Gran parte del material que aparece en este Anexo fue tomado de: Lloyd's Register's Risk Assessment Review of the Marine Transportation of Liquefied Natural Gas, STD Report #3000-1-2, September 1992; West, H.H. and M.S. Mannan, Texas A&M University: LNG Safety Practice & Regulation: From 1944 East Ohio Tragedy to today's safety record, AIChE Meeting, April 2001 and CH-IV International: Safety History of international LNG operations, November 2002.

ANEXO D: TABLAS DE CONVERSIÓN DE UNIDADES

	A billones de metros cúbicos GN	billones de pies cúbicos GN	millones de toneladas de petróleo equivalentes a	Millones de toneladas GNL	Trillones de British thermal units	Millones de barriles de petróleo equivalentes a
Gas Natural y GNL						
De	Multiplicar por					
1 billón metros cúbicos de GN	1	35.3	0.90	0.73	36	6.29
1 billón pies cúbicos de GN	0.028	1	0.026	0.021	1.03	0.18
1 billón de toneladas de GNL	1.111	39.2	1	0.805	40.4	7.33
1 millón toneladas equivalentes	1.38	48.7	1.23	1	52.0	8.68
1 trillón British thermal units	0.028	0.98	0.025	0.02	1	0.17
1 millón barriles de petróleo equivalentes	0.16	5.61	0.14	0.12	5.8	1

	A toneladas (métricas)	kilolitros	barriles	galones	toneladas/año
Petróleos Crudos*					
DE	Multiplicar por				
Toneladas (métricas)	1	1.165	7.33	307.86	-
Kilolitros	0.8581	1	6.2898	264.17	-
Barriles	0.1364	0.159	1	42	-
Galones	0.00325	0.0038	0.0238	1	-
Barriles/día	-	-	-	-	49.8

*Basado en gravedad promedio mundial.

Productos	Para convertir			
	barriles a toneladas	toneladas a barriles	kilolitros a toneladas	toneladas a kilolitros
	Multiplicar por			
GLP	0.086	11.6	0.542	1.844
Gasolina	0.118	8.5	0.740	1.351
Petróleo combustible destilado	0.133	7.5	0.839	1.192
Petróleo combustible residual	0.149	6.7	0.939	1.065

Ejemplo: Para convertir **DE** 1 millón de toneladas de GNL **A** pies cúbicos de gas natural, multiplíquese por 48.7 (100 millones de toneladas equivalen aproximadamente a 5000 billones de pies cúbicos de **gas natural**).

Unidades

1 tonelada métrica = 2204.62 lb.
= 1.1023 toneladas cortas
1 kilolitro = 6.2898 barriles
1 kilolitro = 1 metro cúbico
1 kilocaloría(Kcal.) = 4.187 kJ = 3.968 Btu
1 kilojoule (kJ) = 0.239 Kcal. = 0.948 Btu
1 British thermal unit (Btu) = 0.252 Kcal. = 1.055 kJ
1 hora kilowatt (Kwh.) = 860 Kcal. = 3600 kJ = 3412 Btu

Equivalentes caloríficos

Una tonelada de petróleo equivale aprox. a:
Unidades caloríficas 10 millones de kilocalorías
42 gigajoules
40 millones Btu
Combustibles sólidos 1.5 toneladas carbón duro
3 toneladas de lignito
Combustibles gas. ver tabla de GN y GNL
Electricidad 12 horas megawatt
1 millón de toneladas de petróleo produce cerca de 4500 horas kilowatt (=4.5 horas terawatt) de electricidad en una estación moderna

Los factores de conversión mostrados arriba fueron tomados del BP Statistical Review of World Energy 2003, disponible en <http://www.bp.com/centres/energy/definitions/units.asp>

ANEXO E: CATÁLOGO DE EQUIPOS

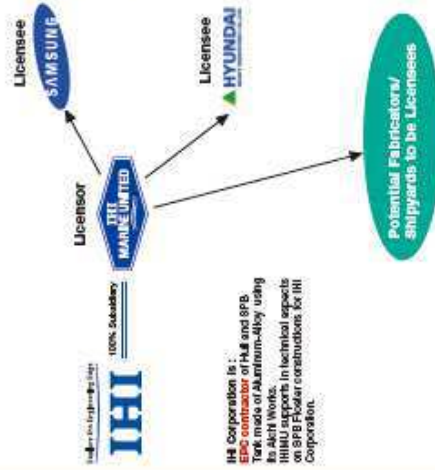
IHI-SPB LNG Containment System

Very natural structural concept
historically prevailing in marine
and offshore technologies



IHI-SPB TANK ALLIANCE

IHIMU explores potential tank fabricators/shipyards world wide to establish global alliance of IHI-SPB Tank Licensees to cater various demands of LNG Chains.



ADVANTAGES

Self-supporting, Prismatic-shape IMO type B offers :

- ▶ **Robustness**
- ▶ **Structural design not to generate sloshing**
- ▶ **Wide and Flat Upper-deck**
- ▶ **Easy operation and less maintenance**
- ▶ **Tanks snugly fitting to required hull shape**



Best solution for:

- **LNG FPSO/FSRU**
- **LNG Carriers, specially targeting partial loading, multi-port loading/unloading and operation in harsh environmental seas**

TECHNICAL FEATURES

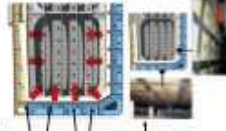
◆ Prevention of sloshing

- Any Level Loading - Essential for Floating Terminal
- Eliminate sloshing phenomenon built in by providing internal bulkheads in both transverse and horizontal directions.
- Natural way in marine technology not to generate sloshing by dividing liquid into portions, exactly same approach to tankers.



◆ Easy operation and less maintenance

- No special pressure controls strong against OUTER and inner pressure
- Free from inner hull damage
- Seawater leakage from ballast tank, if it should occur, can be treated safely and repaired.
- Easy Access
- At any part holds even under locked condition
- No hull heating is required
- Room temperature both in Hull and Hold space



Robustness (Experience in Harsh Sea)



No repair records for over 10 years even in the world's harshest sea route between Akita, Akita Bay, Japan.





España atlas-copco.com

[Productos](#) / [Productos](#) / [Aire y gas comprimido](#) / [Serie GT](#)

Compresores centrífugos con engranaje integral para aplicaciones de gas y aire, presión de descarga hasta 200 bar, potencia del motor hasta 40 MW.

■ **S e r i e G T**



[Crear hoja PDF](#)

[Solicitud de información](#)

Atlas Copco S.A.E.

+ 34 916 279 100

[Enviar un correo electrónico](#)

Vínculos rápidos

[GAP](#)

[Información del producto](#)

[Piezas y servicios](#)

Dotados de la tecnología de Engranaje Integral, los compresores de la serie GT de Atlas Copco ofrecen la máxima eficiencia y fiabilidad. Esto garantiza una productividad sostenible de los procesos en docenas de industrias y aplicaciones. Nuestros compresores GT están presentes en todo el mundo, desde acerías en China hasta complejas operaciones de extracción de petróleo y gas en plataformas marinas. La serie GT ofrece unos caudales volumétricos de hasta 400.000 m³/h, en configuraciones de hasta ocho etapas. Adecuado para todo tipo de gases.

Ventajas para el cliente

- Personalización: Desde el diseño del rodete hasta el difusor, los compresores de la serie GT ofrecen una amplia variedad de opciones de personalización para satisfacer los requisitos del cliente y mejorar sus procesos.
- Cumplimiento de normativas: La serie GT se fabrica de acuerdo con las rigurosas normas del American Petroleum Institute (API), específicamente API 614, Capítulo 3 (gas), y API 614 sobre sistemas de lubricación.
- Dimensiones reducidas: Su diseño compacto reduce el espacio de suelo requerido.
- Máxima fiabilidad: Un factor crucial particularmente en la industria de separación de aire y en aplicaciones de oil & gas (plataformas marinas).
- Máximo rendimiento del compresor, siendo uno de los principales objetivos la optimización energética de su proceso.

Brochure Driving Centrifugal Compressor Technology_Gas and Process (6189kB, Pdf document) - [Descargar](#)

Brochure Driving LNG Growth Gas and Process (2058kB, Pdf document) - [Descargar](#)

Brochure Gas and Process Aftermarket (2398kB, Pdf document) - [Descargar](#)

Brochure Producing Tomorrow's Energy_Gas and Process (737kB, Pdf document) - [Descargar](#)

Leaflet Fuel Gas Boosters Gas and Process (557kB, Pdf document) - [Descargar](#)

Leaflet Gas and Process Oil (594kB, Pdf document) - [Descargar](#)

Flyer GT 040 Air Sep RefStory (415kB, Pdf document) - [Descargar](#)

Flyer GT026 Ammonia RefStory (187kB, Pdf document) - [Descargar](#)

Flyer GT050 CO2 Compression RefStory (364kB, Pdf document) - [Descargar](#)

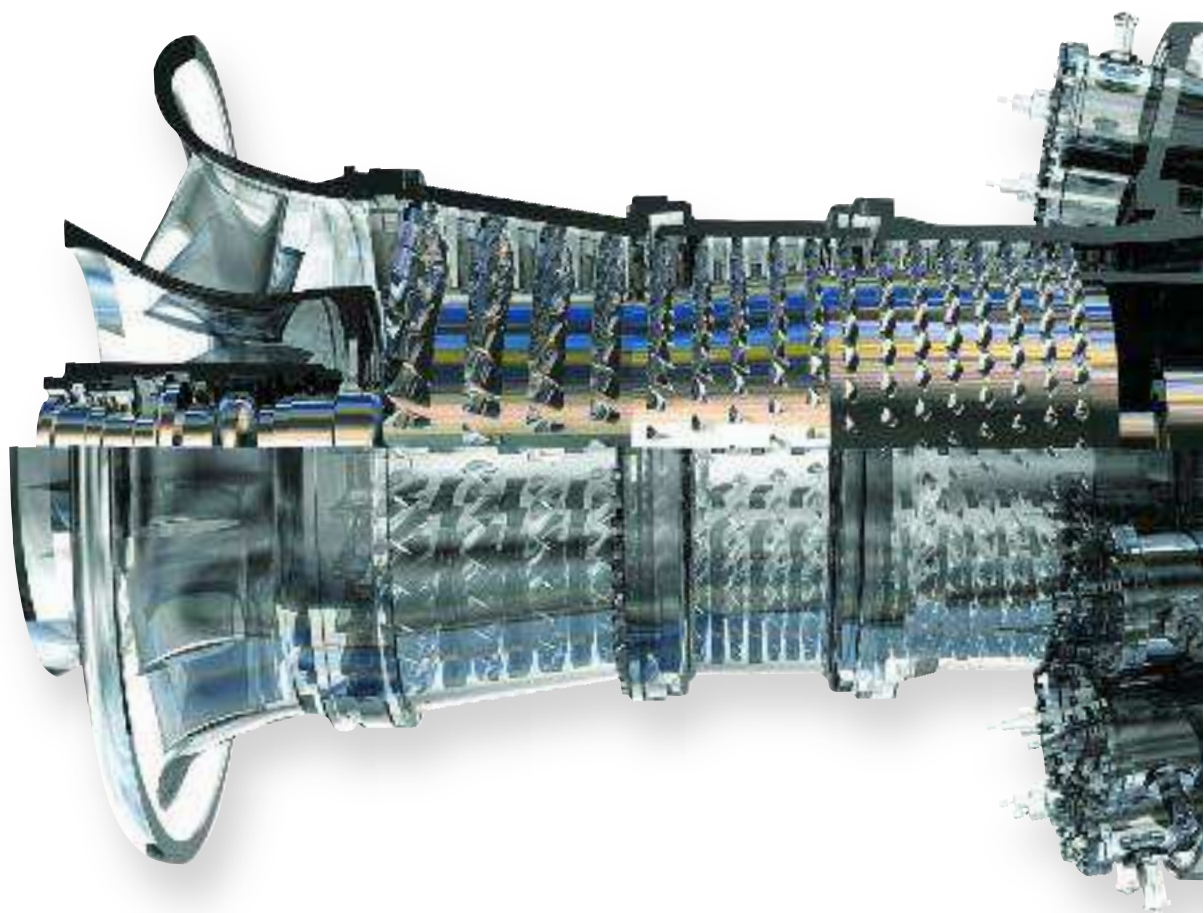
Flyer GT063 Air Sep RefStory (188kB, Pdf document) - [Descargar](#)

Datos técnicos

Unidades: **Métrico** | [Imperiales](#)

Technical Specifications	
Presión máx. de aspiración	80 bar
Presión máx. de descarga	200 bar
Rango de caudal de entrada efectivo	250 - 400000 m³/h
Temperatura de aspiración	-200 - 200 °C
Etapas	1 - 8
Gases tratados	all gases

GE Energy



Heavy duty **gas turbine** products

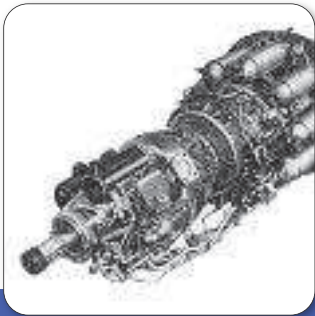


imagination at work

The background of the entire page is a blue-tinted image showing various components of a gas turbine, including compressor sections and turbine sections, arranged in a way that suggests a large-scale industrial environment.

Heavy duty **gas turbine** products

Capitalizing on a rich history of innovation and technological leadership, GE Energy's heavy duty gas turbine product line is a global industry leader in enabling cleaner and efficient power generation in a wide range of applications. For over a century, GE has invested in the research and development of gas turbine technology—from aviation and ship propulsion to electric utility and industrial service—resulting in some of today's most efficient and versatile gas turbines. Today, with over 6,000 gas turbines sold and well over 200 million operating hours, our products demonstrate the kind of reliability and performance our customers depend on for their own success.



Since 1949, when a GE-designed turbine became the first gas turbine commissioned for electrical service (at Belle Isle Station in Oklahoma) we have continued to build on our proven technology to develop reliable power platforms that can evolve with customer needs.

By drawing on company-wide innovations and best practices, GE Global Research initiatives, and our rigorous gas turbine development and validation programs, GE Energy has created a wide range of industry-leading gas turbines. Designed to help power plant operators succeed in an increasingly competitive and highly regulated global market, GE gas turbines offer cost-effective features such as high efficiency, fuel and operational flexibility, advanced emissions controls, and high reliability and availability.

Our gas turbine product line includes:

- Heavy duty gas turbines
- Aeroderivative gas turbines

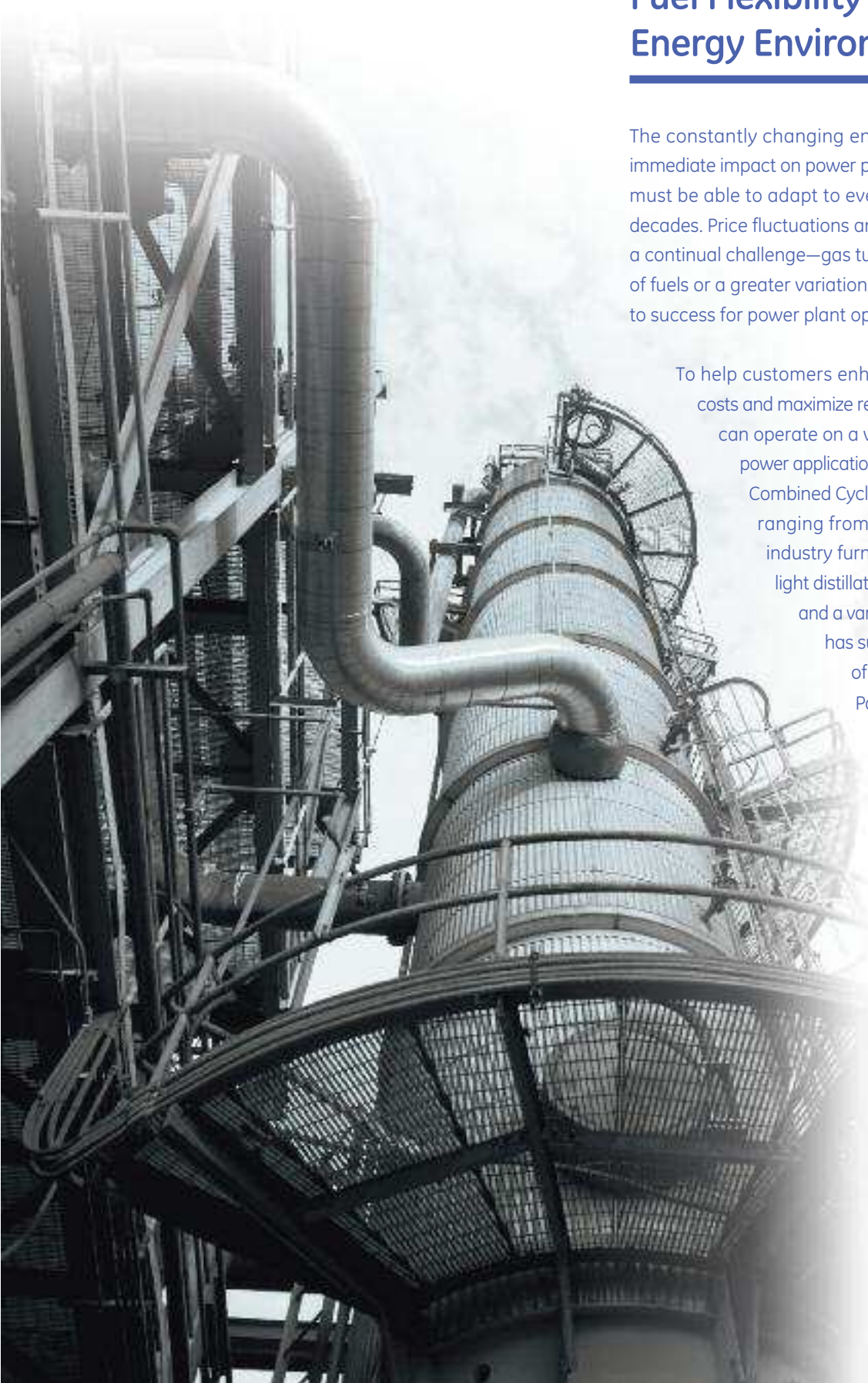
And to help maintain outstanding performance for your gas turbine, we offer customized OEM service solutions, including Contractual Service Agreements, outage support, upgrades, and complete parts and repair services.



Fuel Flexibility for a Changing Energy Environment

The constantly changing energy landscape can have an immediate impact on power plant owners and operators—who must be able to adapt to even greater changes in coming decades. Price fluctuations and the availability of fuels present a continual challenge—gas turbines that operate on a variety of fuels or a greater variation of the same fuel can be the key to success for power plant operators worldwide.

To help customers enhance fuel utilization, reduce fuel costs and maximize revenues, GE's versatile gas turbines can operate on a variety of fuels in a wide range of power applications, including Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC). These fuels include gases ranging from hydrogen to low-ranked steel industry furnace gases, liquids ranging from light distillates to heavy residuals from refining, and a variety of syngases. Already, GE Energy has successfully used multiple variations of the 25 fuel varieties (illustrated on Page 4) in actual field applications.





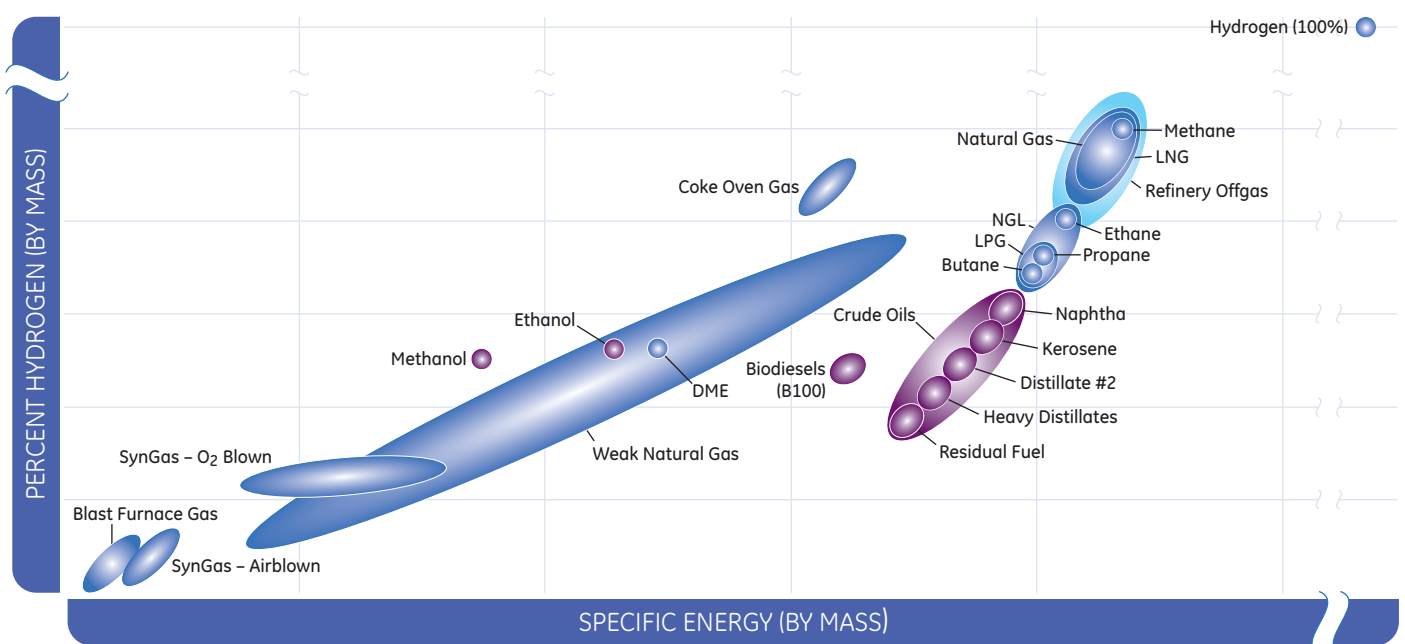
Meeting fuel challenges

GE is committed to providing efficient and reliable power from a variety of fuels—including renewable sources that can reduce carbon emissions—to help power plant operators satisfy Renewable Portfolio Standard requirements while increasing their potential to receive renewable energy credits.

GE gas turbines can efficiently use liquid and gaseous fuels to produce electricity while significantly reducing NO_x, CO, and PM10 emissions—and we have also conducted successful biofuel testing across much of our gas turbine portfolio. By the end of 2008 our aeroderivative gas turbine fleet logged over 22,000 hours of successful commercial biodiesel operation.

Fueling a successful future

Through close collaborative relationships with owners, operators, and fuel suppliers, GE is actively pursuing additional combustion technologies that will further expand the available range of fuel sources for gas turbine operation.



Versatile GE gas turbines operate on a wide variety of fuels, with a representative sample above

Turbines for Syngas Applications

GE offers turbines for syngas applications in both 50 Hz and 60 Hz models. These turbines are designed and proven to meet the challenging requirements of syngas fuels, delivering high efficiency and reliability for our customers.

Our syngas turbine portfolio supports output requirements ranging from 45 MW to more than 305 MW (gas turbine output). GE-designed gas turbines operating in IGCC coal plants and refineries produce a total worldwide output of over 2.5 GW—with an additional 1 GW produced by GE gas turbines that operate on process fuels from steel mills. This fleet has accumulated over 1 million hours of operation on low-calorific syngas fuels, along with significant operation on alternative fuels.

Advanced technology delivers even greater performance

The GE 7F and 9F syngas turbines use advanced gas turbine technology to deliver greater performance levels than previous GE technologies for low heating value fuel and IGCC applications.

Our advanced technology benefits from our extensive experience in gasification, turbine technology and IGCC, including GE's low heating value Multi-Nozzle Quiet Combustion (MNQC) system; advanced Mark* Vle controls, and robust compressor and turbine systems that allow for increased torque and temperature operation.

Ready for carbon capture today

GE's IGCC plant technology is carbon capture ready today—it can be retrofitted for carbon capture without economic and performance penalty incurred by waiting for regulatory clarity and appropriate carbon value. Our 7F and 9F syngas turbines have been designed to offer flexible integration into a high-hydrogen fuel stream from plants equipped with a carbon capture system.

Universal gasification applicability

GE turbines have been designed for universal gasification applicability using various gasification technologies, including numerous leading oxygen and air-blown gasifier suppliers, and a variety of fuels including high- and low-sulfur coals, and petroleum coke.

GE GAS TURBINES FOR IGCC SYNGAS APPLICATIONS¹

GAS TURBINES		COMBINED-CYCLE (CC)	
Model	Nominal Syngas Power Rating ²	Model	Nominal Syngas Output Power ³
6B	46 MW (50/60 Hz)	106B	70 MW (50/60 Hz)
7EA	80 MW (60 Hz)	107EA	120 MW (60 Hz)
9E	140 MW (50 Hz)	109E	210 MW (50 Hz)
6FA	92 MW (50/60 Hz)	106FA	140 MW (50/60 Hz)
7F Syngas	232 MW (60 Hz)	207F Syngas	710 MW (60 Hz)
9F Syngas	286 MW (50 Hz)	209F Syngas	880 MW (50 Hz)

Notes:

(1) Conventional gasification fuel, without CO₂ capture.

(2) Performance at ISO conditions.

(3) No integration with process. Steam turbine and generator product fit TBD. Assumes multishaft configuration.

Operational Flexibility

GE gas turbines provide a wide range of capabilities to match your operating needs, including flexibility in fuel selection, and site adaptation—with a variety of operating choices including base load, cyclic, and peaking duty. Applications for our gas turbines range from cogeneration and district heating to power generation in simple-cycle, combined-cycle, and IGCC—and to mechanical drive for oil and gas and industrial applications.

Meeting emerging operational needs

GE has pursued several initiatives that directly respond to customer needs, including a 10-minute startup capability¹ for 7FA gas turbines. This ability to dispatch power will enable operators to use the turbine in cyclic operation or realize additional revenue by providing power to the ancillary market. Unlike some competing 10-minute startup systems, the 7FA gas turbine will achieve stable combustion that is capable of 9 ppm NO_x and CO emissions within the startup time—which allows plant operators to extend turbine operation even when

emissions are capped. For the 6FA equipped with the DLN 2.6 system, GE has developed the optional capability to adjust the output to secure the local auxiliaries in case of grid failure.

Other operational flexibility initiatives include a series of enhancements for the 7FA gas turbine that can expand its operating profile. GE's OpFlex* enhancements include increased output, improved peak output, as well as reduced fuel consumption. For 9FA gas turbines, we have also developed an OpFlex enhancement that improves turndown capability (5 to 15%) for significant fuel savings and reduced cycling.

The Mark VIe control platform is an enabling technology for the OpFlex offerings. The use of advanced control platforms enables continuous operation across a wide range of natural gas-derived fuels and ambient conditions, while maintaining or improving emissions, performance, reliability and operating flexibility.

OpFlex OFFERINGS FOR F-CLASS GAS TURBINES

Offering	Key Benefits
OpFlex Peak	Improved peak output (up to 2.5%) ⁽²⁾⁽³⁾
OpFlex Turndown	Improved turndown capability (5 to 15%) for significant fuel savings/reduced cycling ⁽²⁾
OpFlex Start-up NO_x	Improved cyclic operation flexibility and community relations through reduced start-up/shutdown NO _x and opacity
OpFlex Start-up Fuel Heating	Reduced start-up fuel consumption, start-up time, and NO _x produced during start-up
OpFlex Autotune	Allows continuous operation across a range of natural gas-derived fuels while maintaining emissions performance, reliability and operating flexibility as well as eliminating the need for combustion retuning for variations in ambient condition
OpFlex Cold Day Performance	Increased output and improved heat rate at low compressor inlet temperatures ⁽⁴⁾

Notes:

(1) The 7FA gas turbine with the improved startup capability will be capable of dispatching in ten minutes after a start signal, and will achieve stable combustion with steady state NO_x and CO emissions of 9 ppm within this time period. In simple-cycle operation the 7FA will have the capability of dispatching more than 70% of baseload power output.

(2) Same or lower combustion dynamics due to advanced fuel scheduling controls logic.

(3) Results in slight increase in emissions.

(4) Output increased by up to 9 MW on each simple-cycle gas turbine. Provides 7FA combined-cycle users with up to an additional 16 MW and 0.7% improved heat rate on a 30°F day; even greater improvements may be realized on colder days.

Controlling Gas Turbine Emissions

Dry Low NO_x (DLN) gas turbine combustion systems

Enhanced combustion technology for lower emissions

GE’s enhanced DLN combustion systems can be applied to a wide range of gas turbines—enabling customers to meet cost requirements and cleaner emissions standards. Since the 1970s and 1980s when GE introduced the DLN 1 and DLN 2 combustion systems, our DLN development program has focused on evolutionary combustion systems capable of meeting the extremely low NO_x levels required to meet current and future regulations.

DLN 1+ for reduced emissions and extended inspection intervals

As one of GE’s certified ecomagination products, our DLN 1+ gas turbine combustion system is designed to help power plant operators meet increasingly strict environmental standards—while also extending inspection intervals to 24,000 hours (based on natural gas operation). The DLN 1+ system guarantees NO_x emissions of 5 ppm or less for GE 6B, 7E and 7EA gas turbines.

Our DLN 1+ technology provides a cost-effective option for plant owners who have to meet revised government regulations that demand cleaner emissions. Instead of installing a costly Selective Catalytic Reduction (SCR) system on an existing unit, customers can replace an existing combustion system with the DLN 1+ system to reduce the amount of NO_x generated—and in some cases enable fewer CO emissions. Upgrading an existing DLN 1 system can further reduce NO_x emissions to 5 ppm.

DLN SYSTEMS/GAS TURBINES

Dry Low NO _x (DLN) Combustion System	Demonstrated Emission Levels	Maintenance Intervals	Gas Turbine Application
DLN 1+	3–5 ppm	Up to 24,000 hours	6B 7E 7EA
DLN 2.6+	9–25 ppm	Up to 24,000 hours	9FA 9FB

GE’s ecomagination certified DLN 1+ and DLN 2.6+ combustion systems incorporate advanced technology to improve stability, reduce emissions, and extend outage intervals.

DLN 2.6+ for lower emissions and operating flexibility

GE’s DLN 2.6+ combustion system, also a certified ecomagination product, enables GE’s 9FA gas turbine to reduce NO_x emissions to between 9 and 15 ppm—while extending outage intervals. The DLN 2.6+ system is proving to be a cost-effective alternative for power plants in Europe that otherwise faced the need to install costly post-combustion control solutions. With the DLN 2.6+ system, these plants can meet local emissions regulations and grid code requirements while running their gas turbines at lower loads during off-peak periods for significant fuel savings and emissions reduction.

ecomagination
a GE commitment



Services Portfolio



OEM Services for the Life of Your Equipment

As the original equipment manufacturer, GE has the in-depth fleet knowledge, expertise, and global resources to keep your equipment performing at peak levels. Supported by world-class manufacturing and repair facilities, our specialists can provide a complete range of services tailored to your specific needs.

Contractual Services Agreements (CSA)

Since maintenance and reliability are two of the larger factors affecting plant profitability, GE offers Contractual Service Agreements to reduce your maintenance cost risk while also providing contracted performance guarantees. For a fixed price we provide maintenance (including parts, services, and repairs) and upgrades over a specified amount of time. And to ensure that your plant performs at or above contracted levels, we apply best-practice expertise gained from the hundreds of turbines we routinely maintain.



Equipment Upgrades

Significant advances in gas turbine technology applied to new unit production can also be applied to your existing units—which can provide increased performance, longer useful life, and higher reliability—while yielding an attractive economic payback.

Parts and Repairs

GE's global network of repair centers can provide services for every component in your turbine, including auxiliary equipment. We service power generating gas turbines as well as mechanical drive gas turbines—and most of our in-shop services can also be performed on site. Since GE is continually improving turbine technology, we can also upgrade or uprate gas turbines by replacing existing components with the latest component technologies. GE also offers high quality replacement parts for all our equipment, including factory-new parts and refurbished parts.



Field Engineering

GE provides a comprehensive range of maintenance, overhaul, repair and modifications services to support your equipment. Our field engineering services team can identify conditions or components that can reduce unit performance or cause serious damage if not corrected. Through evaluations, audits, and tuning and modeling services, these specialists can help enhance performance, reduce forced outages, and increase the useful life of your equipment.

Lifecycle Services

To help keep your equipment operating reliably and efficiently, we offer a full range of services for your power generation equipment—from simple maintenance services, to monitoring and diagnostics, to plant assessments that can improve the life expectancy of your turbine. We also provide end-to-end outage services that can meet your critical schedule needs.



Global Experience

Worldwide expertise and innovation

With our global resources and unmatched experience base, GE has the expertise to provide a gas turbine system for our customers' site-specific needs—taking into consideration key factors such as regional environmental regulations, fuel availability and flexibility needs, size limitations, operational requirements, net plant output, and site designs that facilitate future additions or upgrades.

9FB launch site reaches milestone in Cadiz, Spain

Considered an industry milestone, GE's 9FB combined-cycle system surpassed 15,000 operating hours at the Arcos III power plant in January 2009. The launch site for GE's 50 Hz 9FB gas turbine has been in commercial operation since 2006 and is owned by Iberdrola Generacion S.A. Generating in excess of 810 MW of power for the Spanish electricity grid, the plant uses natural gas as its fuel and has exceeded operational expectations.

GE Low Calorific Value (LCV) technology used for steel industry applications

To help produce more electricity with lower fuel costs in today's competitive steel industry, GE developed technology that supports using our proven 9E gas turbine with various low calorific gas applications such as Corex* export gas, and blast furnace gas blended with coke oven gas. This 9E LCV technology, which has been in use for ten years in a plant in Italy, was also selected for the world's largest Corex gas turbine combined-cycle plant in Shanghai, China. Shipped in 2007, the LCV gas turbine will transform abundant Corex gas generated by the iron-making process into electricity through the 169 MW combined-cycle power plant.

GE's 9E LCV technology also was selected for an IGCC power plant in China's Fujian province—which will expand the crude oil processing capacity of an existing refinery from 4 million to 12 million tons per year.



Global Experience



| Baosteel, Shanghai



| PP9, Riyadh



| Duke Power, U.S.

Middle East's expanding power needs

With over 350 gas turbines currently installed in key locations throughout Saudi Arabia, and additional turbines throughout the region, GE continues to provide innovative technology to help meet the needs of the Middle East—where the demand for electricity is increasing at a rapid pace.

Some of our recently announced key projects in Saudi Arabia include Riyadh Power Plant 10 (where more than 30 GE 7EA gas turbines will add more than 2,000 MW of power to the region), Riyadh Power Plant 9 (where GE is providing 12 7EA gas turbines to expand the site's output by more than 660 MW) and the Marafiq power generation and water desalination project. At Marafiq, GE is providing 12 7FA gas turbines for a targeted net plant output of 2,500 MW with steam extraction for desalination. And on the west coast of Saudi Arabia, GE is providing 7EA gas turbines and 7A6 generators for a 960 MW expansion at the Rabigh Power Plant. Each site also has GE's Integrated Plant Control system, using a common Mark VIe control platform for turbine and plant control.

In late 2008, GE Energy announced an agreement with the government of Iraq to supply 9E gas turbines capable of supplying 7,000 MW of electricity as part of a significant power initiative.

U.S. launch of the H System* 60 Hz combined-cycle plant

The GE-owned and financed Inland Empire Energy Center in southern California is the site of the world's first installation of the 60 Hz version of GE's H System. Two GE 7H combined-cycle systems can produce a total of 775 MW—enough to supply nearly 600,000 households. For every unit of electricity produced, the H System uses less fuel and produces less greenhouse gases and other emissions when compared to other large gas turbine combined-cycle systems.

Platform Specifications

HEAVY DUTY GAS TURBINE PRODUCTS Combined-Cycle (CC) and Simple-Cycle (SC)

GAS TURBINES

Turbine Model	6B		6C		6FA		7EA	
Cycle	CC	SC	CC	SC	CC	SC	CC	SC
Output:								
MW	64	42	67	45	118	77	130	85
Hz	50/60	50/60	50/60	50/60	50/60	50/60	60	60
Heat Rate:								
Btu/kWh	6,960	10,642	6,281	9,315	6,199	9,760	6,800	10,430
kJ/kWh	7,341	11,226	6,627	9,825	6,540	10,295	7,173	11,002

NOTE: All ratings are net plant based on ISO conditions and natural gas fuel. All CC ratings shown above are based on a 1GT/1ST configuration.



6B



6C



6FA



9E

9E		7FA		9FA		9FB		7H	9H
CC	SC	CC	SC	CC	SC	CC	SC	CC	CC
193	126	269	183	391	256	413	279	400	520
50	50	60	60	50	50	50	50	60	50
6,570	10,100	6,090	9,360	6,020	9,250	5,880	9,016	5,690	5,690
6,930	10,653	6,424	9,873	6,350	9,757	6,202	9,510	6,000	6,000



7FA



9FA



9FB



9H

Advanced Technology Combined-Cycle Platforms

F-Class Combined-Cycle Platforms

High efficiency F-class gas turbines for operational and fuel flexibility

Since introducing F-class technology to the industry over 20 years ago, GE has continued its evolution of this advanced technology to meet our customers' far-ranging needs. Along the way we achieved several industry firsts—which make F-class gas turbines the best-in-class choice for power generators and industrial cogenerators requiring large blocks of reliable power. These industry firsts include the first F-class gas turbine to reach 55% thermal efficiency in commercial combined-cycle operation...the first to record 100% availability and reliability over 254 days of continuous operation...the first to achieve single-digit NO_x emissions...and the first to ship over 1000 units and reach over 20 million fired hours in worldwide service.

6FA (50/60 Hz) – for advanced technology mid-sized combined-cycle

With over 2,000,000 operating hours and more than 100 units installed or on order, the 6FA gas turbine has a proven record of reliability—while also providing the operating flexibility needed for harsh environments. A direct down-scaling of the proven 7FA, the high-efficiency 6FA gas turbine offers an output of 77 MW in simple-cycle applications with net plant efficiency of 35.5%, maintaining high exhaust energy for very efficient and flexible combined-cycle or industrial cogeneration.

Ideally sized for IPP combined-cycle applications, the 106FA configuration provides an output of 118 MW with 55.0% efficiency—while the 206FA configuration provides output of 239 MW with 55.6% efficiency. The output and efficiency of the 6FA make it well suited for combined heat and power, cogeneration, and for industrial or island operation in base load mode or cyclic duty. This robust advanced design—which includes the DLN 2.6 combustion system for reduced emissions—also provides flexibility in fuel selection and site adaptation.

7FA – the industry standard for 60 Hz power in all duty cycles

With consistent reliability over 99%—which provides operators more days of operation—the 7FA gas turbine is suited for a wide range of applications, including combined-cycle, cogeneration, simple-cycle, and IGCC. The 7FA gas turbine has an output of 183 MW in simple-cycle operation, and in a 207FA combined-cycle configuration it can achieve net plant output up to 542 MW with net plant efficiency of 57.6%. An industry leader in reducing emissions, the 7FA's DLN 2.6 combustion system produces less than 9 ppm NO_x and CO, while minimizing the need for exhaust cleanup systems.

To meet the needs of our fleet of over 670 7FA gas turbines, GE is continually developing incremental enhancements that can improve the output and efficiency for both new and existing units. In summer peak demand periods where quick startup is needed, we also offer power augmentation equipment for inlet cooling, steam injection, and peak firing.

In late 2007, we announced the upcoming availability of a faster start-up option for the 7FA turbine. This machine will be able to dispatch in 10 minutes after a start signal, and will achieve stable combustion capable of NO_x and CO emissions of 9 ppm within this time period.

**F-Class
Platforms**

When integrated into GE's next-generation Rapid Response combined-cycle power plant design, this turbine has the ability to reduce startup emissions for a 207FA system by as much as 20% and increase starting efficiency by up to 30%.

9FA – proven combined-cycle technology for large blocks of reliable 50 Hz power

Representing the world's most experienced fleet of highly efficient 50 Hz large units, the 9FA gas turbine offers the key advantages of higher output and a fuel flexible combustion system. The 9FA gas turbine is configured with the DLN 2.6+ combustion system—a certified GE ecomagination product that can achieve less than 15 ppm NO_x while also providing extended turndown capacity for superior part load performance.

A popular choice for combined-cycle or cogeneration plants where flexible operation and maximum performance are the prime considerations, the 9FA gas turbine can be arranged in a multi-shaft configuration that combines one or two gas turbines with a single steam turbine to produce power blocks with an output of 391 MW or 787 MW. For re-powering applications with space limitations, the 9FA can be configured in a single-shaft combined-cycle arrangement with the generator and steam turbine. And in simple-cycle configuration, the 9FA can provide

256 MW of output. Applications include power generation in base load, and mid- or peaking-duty. The 9FA can also be used in applications such as aluminum smelters or Integrated Water and Power Plants (IWPP).

9FB – GE's most advanced 50 Hz combined-cycle air-cooled gas turbine

An ideal choice for 50 Hz base load and cycling applications where fuel costs are critical, the 9FB gas turbine provides high performance in simple-cycle and combined-cycle applications and reduces the net cost of electricity generation.

The 9FB gas turbine incorporates advanced technology validated in GE's H System gas turbine. In simple-cycle configuration the 9FB gas turbine can provide output of 279 MW—while achieving output of 413 MW for the 109FB and 825 MW for the 209FB combined-cycle configurations. Focusing on low emissions, it is equipped with a DLN 2.6+ combustion system. The 9FB gas turbine has successfully demonstrated dual fuel capability and meets Safety Integrity Level (SIL) compliance.



6FA



7FA



9FA



9FB

H System* Combined-Cycle Platforms

9H (50 Hz) and 7H (60 Hz) gas turbine systems for enhanced performance and operability

As one of the most advanced turbines in the world, GE's H System power island (H System) incorporates advanced single-crystal materials, thermal barrier coatings, and closed-loop steam cooling to achieve the higher firing temperatures required for increased efficiency—while still meeting maintenance intervals. The H System also uses the proven DLN 2.5 combustion system to achieve low NO_x levels.

The 50 Hz and 60 Hz versions of the H System enhance performance by integrating each component into a seamless platform that includes a gas turbine, steam turbine, generator, and heat recovery steam generator—which provides a small footprint with high power density. The 9H System can achieve net plant output of 520 MW and the 7H System can achieve 400 MW net plant output—with both versions using less fuel and producing fewer greenhouse gases in comparison to other large sized gas turbine combined-cycle systems.

ADVANCED COMBINED-CYCLE PERFORMANCE

	Turbine Model	Net Plant Output (MW)	Heat Rate		Net Plant Efficiency (%)
			Btu/kWh	kJ/kWh	
6FA (50/60 Hz)	S106FA	118	6,199	6,539	55.0
	S206FA	239	6,132	6,470	55.6
7FA (60 Hz)	S107FA	269	5,955	6,280	57.3
	S207FA	542	5,920	6,245	57.6
9FA (50 Hz)	S109FA	391	6,020	6,350	56.7
	S209FA	787	5,980	6,308	57.1
9FB (50 Hz)	S109FB	413	5,880	6,202	58.0
	S209FB	825	5,884	6,206	58.0
9H (50 Hz)	S109H	520	5,690	6,000	60.0
7H (60 Hz)	S107H	400	5,690	6,000	60.0

H System Platforms



Baglan Bay Energy Park, Wales



TEPCO, Tokyo



7H Gas Turbine, Greenville

ADVANCED SIMPLE-CYCLE PERFORMANCE

6FA Simple-Cycle Performance Ratings

	50/60 Hz
Output	77 MW
Heat Rate	9,760 Btu/kWh 10,295 kJ/kWh
Pressure Ratio	15.6:1
Mass Flow	466 lb/sec 212 kg/sec
Turbine Speed	5,231 rpm
Exhaust Temperature	1,107°F 597°C

7FA Simple-Cycle Performance Ratings

	60 Hz
Output	183 MW
Heat Rate	9,360 Btu/kWh 9,873 kJ/kWh
Pressure Ratio	16.2:1
Mass Flow	961 lb/sec 436 kg/sec
Turbine Speed	3,600 rpm
Exhaust Temperature	1,120°F 604°C

9FA Simple-Cycle Performance Ratings

	50 Hz
Output	256 MW
Heat Rate	9,250 Btu/kWh 9,757 kJ/kWh
Pressure Ratio	17.0:1
Mass Flow	1,413 lb/sec 641 kg/sec
Turbine Speed	3,000 rpm
Exhaust Temperature	1,116°F 602°C

Mid-Range Power Platforms

7EA – proven performance for 60 Hz applications

The medium size of the versatile 7EA gas turbine enables flexibility in plant layout and fast, low-cost additions of incremental power. With high reliability and availability, this 85 MW unit provides strong efficiency performance in simple-cycle and combined-cycle applications—and is ideally suited for power generation, industrial, mechanical drive, and cogeneration applications. With a multiple-fuel combustion system and dual fuel operation, the 7EA can switch from one fuel to another while running under load or during shutdown. 7E/EA units have accumulated millions of hours of operation using crude and residual oils. Well suited for peak, cyclic, or base load operations, the low capital cost 7EA has a Fast-Start-Fast-Load capability that can deliver 85% load in under 10 minutes. Its DLN combustion system achieves less than 9 ppm NO_x—and a DLN 1+ upgrade is available to enable the 7EA to produce less than 5 ppm NO_x—making it an industry leader in reducing emissions. For customers needing additional performance, GE's optional performance improvement pack can provide up to 5.1+% incremental output and up to 2.7% reduction in heat rate in simple-cycle applications.

9E – flexible and adaptable performance for 50 Hz applications

Since its introduction in 1978, GE's 9E gas turbine has accumulated over 22 million hours of utility and industrial service—often in arduous climates ranging from desert heat and tropical humidity to arctic cold. With a fleet of over 430 units, the 9E has incorporated numerous improvements and now boasts an output of 126 MW. In a 209E combined-cycle configuration it can achieve output of 391 MW at 52.7% efficiency, and the 109E configuration can produce 193 MW output at 52.0% efficiency. For customers needing additional performance, GE's optional performance improvement pack can provide up to 2.1+% incremental output and up to 1.7% reduction in heat rate in simple-cycle applications.

GE's DLN combustion system is also available on the 9E, which allows it to achieve NO_x and CO emissions below 15 ppm and 25 ppm respectively. Its flexible fuel handling capabilities include

natural gas, light and heavy distillate oil, naphtha, crude oil and residual oil—and it can switch from one fuel to another while running under load. It also burns a variety of medium or low Btu syngases, including syngas produced from oil and steel mill gasses. The 9E is a quick power solution also well suited for IGCC or mechanical drive applications. This reliable, low first-cost machine has a compact design that provides flexibility in plant layout—as well as easy addition of incremental power when phased capacity expansion is required.

6B – reliable and rugged 50/60 Hz power

This rugged and reliable 42 MW gas turbine, a popular choice for mid-range power generation service, has a well-documented availability of 94.6% and 99% reliability. With over 1100 units worldwide, the dependable 6B features low capital investment and low maintenance costs. It has accumulated over 60 million operating hours in a wide range of applications—including simple-cycle, heat recovery, combined-cycle, and mechanical drive. Introduced in 1978, many upgrades are available to improve the performance of earlier versions, including rotor life extension and combustion system retrofits that can deliver 5 ppm NO_x when operating on natural gas.

An industry leader in gas and liquid fuel flexibility, the 6B can handle the multiple start-ups required for peak load, effectively drive a compressor, and be installed quickly for near-term capacity. In combined-cycle operation the 6B is a solid performer with nearly 50% efficiency—and in cogeneration applications it can produce a thermal output from 20 to 40 million Btu/hr with steam pressure up to 110 bar, well appreciated in oil and gas and various industries. With its lengthy industrial experience and high reliability, the 6B is an excellent fit for industrial and oil and gas applications, providing horsepower and high exhaust energy.

6C – 50/60 Hz advanced technology 45 MW gas turbine

Designed for low-cost electricity production in heat recovery applications, GE's 6C is well suited for industrial cogeneration, process industries, district heating, combined heat and power, and mid-sized combined-cycle operation with natural gas. Incorporating advanced technologies validated worldwide, this unit builds on the experience and performance of our successful 6B.

MID-RANGE COMBINED-CYCLE PERFORMANCE

	Turbine Model	Net Plant Output (MW)	Heat Rate		Net Plant Efficiency (%)
			Btu/kWh	kJ/kWh	
7EA (60 Hz)	S107EA S207EA	130	6,800	7,173	50.2
		264	6,700	7,067	50.9
9E (50 Hz)	S109E S209E	193	6,570	6,930	52.0
		391	6,480	6,835	52.7
6B (50/60 Hz)	S106B S206B S406B	64	6,960	7,341	49.0
		131	6,850	7,225	49.8
		261	6,850	7,225	49.8
6C (50/60 Hz)	S106C S206C	67	6,281	6,627	54.3
		136	6,203	6,544	55.0

MID-RANGE SIMPLE-CYCLE PERFORMANCE

7EA Simple-Cycle
Performance Ratings

	60 Hz	Industrial
Output	85 MW	116,230 hp
Heat Rate	10,430 Btu/kWh 11,002 kJ/kWh	7,720 Btu/shp
Pressure Ratio	12.7:1	12.6:1
Mass Flow	660 lb/sec 299 kg/sec	666 lb/sec 301 kg/sec
Turbine Speed	3,600 rpm	3,600 rpm
Exhaust Temperature	999°F 537°C	995°F 535°C

9E Simple-Cycle
Performance Ratings

	50 Hz	Industrial
Output	126 MW	174,520 hp
Heat Rate	10,100 Btu/kWh 10,653 kJ/kWh	7,350 Btu/shp
Pressure Ratio	12.6:1	12.6:1
Mass Flow	922 lb/sec 418 kg/sec	929 lb/sec 422 kg/sec
Turbine Speed	3,000 rpm	3,000 rpm
Exhaust Temperature	1,009°F 543°C	1,004°F 540°C

6B Simple-Cycle
Performance Ratings

	50 Hz/60 Hz	Industrial
Output	42 MW	58,380 hp
Heat Rate	10,642 Btu/kWh 11,225 kJ/kWh	7,650 Btu/shp
Pressure Ratio	12.2:1	12.2:1
Mass Flow	311 lb/sec 141 kg/sec	309 lb/sec 140 kg/sec
Turbine Speed	5,163 rpm	5,111 rpm
Exhaust Temperature	1,018°F 548°C	1,019°F 549°C

6C Simple-Cycle
Performance Ratings

	50/60 Hz
Output	45.4 MW
Heat Rate	9,315 Btu/kWh 9,825 kJ/kWh
Pressure Ratio	19.6:1
Mass Flow	269 lb/sec 122 kg/sec
Turbine Speed	7,100 rpm
Exhaust Temperature	1,078°F 581°C

Aeroderivative Gas Turbines

Aeroderivative gas turbines – fuel flexible power generation with low emissions

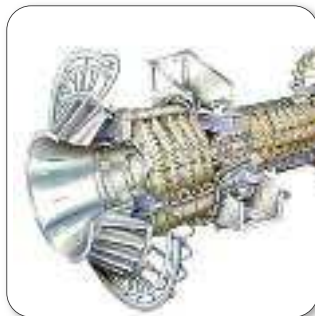
GE's aeroderivative gas turbines provide flexible power generation solutions that range from 18 to 100 MW for utility, petroleum, marine, and industrial applications—along with comprehensive support from one of the largest and most experienced service networks in the world. Designed to provide efficient and reliable power from a variety of fuel sources, our aeroderivative gas turbines can produce electricity while significantly reducing emissions and improving plant economics.

GE's LMS100* gas turbine, a product of ecomagination, can reduce CO₂ emissions by more than 30,000 tons over the course of a typical peaking season when compared to similar gas turbines of its size. The unparalleled efficiency of this 100 MW gas turbine—along with its 10-minute start times, unmatched hot day performance, load following and cycling capabilities—make it an ideal solution for power generation planners and developers. It is well suited for a variety of applications, including peaking, wind firming, and desalination.

The LM6000 gas turbine—the most efficient LM unit in its class for combined-cycle and cogeneration applications—can provide output from 53 MW to 62 MW with efficiencies up to 52%. Our LM2500 gas turbine provides the most reliable and experienced power generation platform with output from 23 MW up to 36 MW, with efficiency up to 39%. And with over 2.6 million operating hours, the LM2500 gas turbine has achieved reliability exceeding 99%.



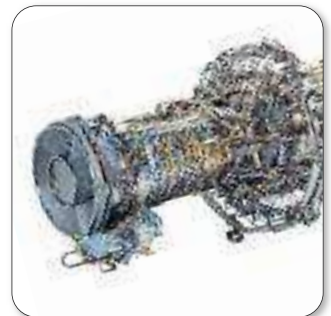
| LMS100



| LM6000



| LM2500



| LM2500+G4

AERODERIVATIVE GAS TURBINES

	Turbine Model	Output	Heat Rate		Pressure Ratio	Turbine Speed (rpm)	Exhaust Flow		Exhaust Temp.	
			Btu/kWh	kJ/kWh			lb/sec	kg/sec	°F	°C
50 Hz Power Gen	LM2000PS	18,363 kW	10,094	10,647	16.0:1	3,000	146	66	866	463
	LM2000PJ	17,855 kW	9,888	10,430	16.0:1	3,000	140	64	925	496
	LM2500PE	22,346 kW	9,630	10,158	18.0:1	3,000	154	70	1001	538
	LM2500PE	23,060 kW	10,041	10,591	18.0:1	3,000	158	72	963	517
	LM2500PJ	21,818 kW	9,655	10,184	18.0:1	3,000	152	69	995	535
	LM2500PH	26,510 kW	8,769	9,155	19.4:1	3,000	168	76	929	498
	LM2500+RC	36,024 kW	9,263	9,771	23.0:1	3,600	213	97	945	507
	LM2500+RD	32,881 kW	8,949	9,439	23.0:1	3,600	201	91	977	525
	LM6000PC	43,339 kW	8,478	9,041	30.0:1	3,600	285	129	803	428
	LM6000PC Sprint ^{1*}	50,836 kW	8,222	8,943	32.3:1	3,600	300	136	835	446
	LM6000PD	42,732 kW	8,374	8,673	30.0:1	3,600	277	126	844	451
	LM6000PD Liquid Fuel	40,999 kW	8,345	8,802	29.5:1	3,600	272	123	852	456
	LM6000PD Sprint	47,505 kW	8,198	8,647	32.0:1	3,600	293	133	835	446
	LM6000PF	42,732 kW	8,222	8,673	30.0:1	3,600	277	126	844	451
	LM6000PF Sprint	48,040 kW	8,188	8,637	32.1:1	3,600	294	133	840	449
60 Hz Power Gen	LMS100PA	102,995 kW	7,894	8,327	41.0:1	3,000	470	213	765	407
	LMS100PB	99,044 kW	7,665	8,085	40.0:1	3,000	456	207	782	417
	LM2000PS	18,412 kW	9,874	10,415	15.6:1	3,600	143	65	886	460
	LM2000PJ	17,657 kW	9,707	10,239	15.6:1	3,600	136	62	918	492
	LM2500PE	24,049 kW	9,717	10,249	19.1:1	3,600	157	71	995	513
	LM2500PE	23,292 kW	9,315	9,825	19.1:1	3,600	153	69	992	533
	LM2500PJ	22,719 kW	9,345	9,857	19.1:1	3,600	151	68	987	531
	LM2500PH	27,765 kW	8,391	8,850	19.4:1	3,600	167	76	922	494
	LM2500+RC	36,333 kW	9,184	9,687	23.1:1	3,600	213	97	945	507
	LM2500+RD	33,165 kW	8,774	9,255	23.1:1	3,600	201	91	977	525
	LM6000PC	43,843 kW	8,519	8,986	29.8:1	3,600	283	128	810	432
	LM6000PC Sprint ¹	50,526 kW	8,458	8,922	31.9:1	3,600	297	135	838	449
	LM6000PD	43,068 kW	8,173	8,621	29.8:1	3,600	275	125	851	455
	LM6000PD Liquid Fuel	40,712 kW	8,315	8,771	29.8:1	3,600	268	122	856	458
	LM6000PD Sprint	47,383 kW	8,162	8,609	31.7:1	3,600	290	132	838	448
Mechanical Drive	LM6000PF	43,068 kW	8,173	8,621	29.8:1	3,600	275	125	851	455
	LM6000PF Sprint	48,092 kW	8,151	8,598	31.9:1	3,600	291	132	846	452
	LMS100PA	103,045 kW	7,890	8,322	41.0:1	3,600	470	213	763	406
	LMS100PB	99,012 kW	7,668	8,088	41.0:1	3,600	456	207	780	416
	LM6000PC	59,762 hp	5,963	—	29.8:1	3,627	281	127.5	841	449
	LM6000PC	59,530 hp	6,240	—	29.8:1	3,627	285	129.3	803	428
	LM2500PE	58,809 hp	5,985	—	29.8:1	3,600	274.8	124.7	851	455
	LM6000PF	58,810 hp	5,985	—	29.8:1	3,600	274.8	124.7	851	455
	LM2500RC	49,754 hp	7,119	—	23.0:1	3,600	216.1	98.0	902	483
	LM2500RD	45,439 hp	6,404	—	23.0:1	3,600	201.0	91.1	977	525
	LM2500PE	32,013 hp	6,777	—	19.1:1	3,600	153.0	69.4	992	533
	LM2500PE	33,044 hp	7,072	—	19.1:1	3,600	157.4	71.4	955	513
	LM2000PS	25,236 hp	7,205	—	15.6:1	3,600	142.7	64.7	860	460

¹ Sprint 2002 deck is used with water injection to 25 ppmvd for power enhancement.

NOTE: Performance based on 59°F (15°C) ambient temperature, 60% RH, sea level, no inlet/exhaust losses on gas fuel with no NO_x media, unless otherwise specified.

Oil & Gas Turbines

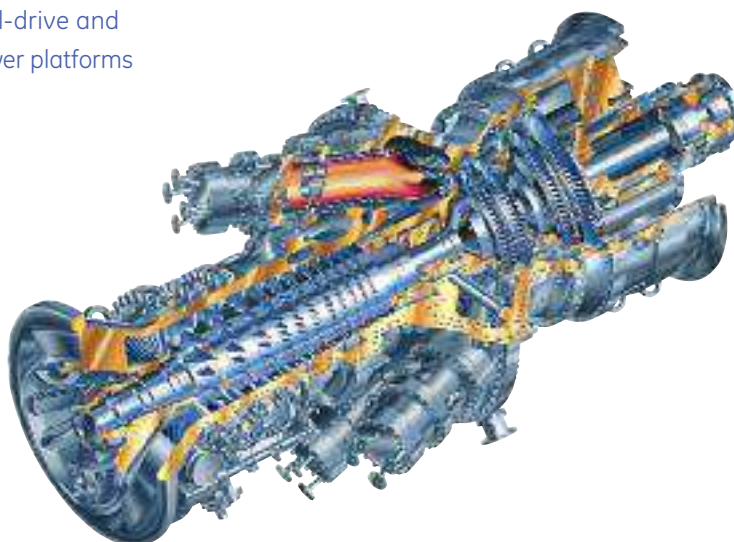
Reliable power for the petroleum and petrochemical industries

As part of GE's global network of businesses, GE Oil & Gas has access to boundary-breaking technology that enables us to provide our customers with technological breakthroughs geared to their specific needs. We offer a full line of small heavy duty gas turbines for all major oil and gas applications—including natural gas plants, gas compression stations, oil booster stations, petrochemical plants, power generation and cogeneration.

Since 1961 we've been manufacturing gas turbines to complement GE's portfolio of products for the petroleum and petrochemical industries. Today this proven line of mechanical-drive and generator-drive gas turbines provides reliable power platforms

that range from 11,250 kW for the GE10 gas turbine to 126,000 kW for the 9E gas turbine. We offer full turnkey systems and aftermarket services for production, LNG, transportation, storage, refineries, petrochemical and distribution systems.

We also have a portfolio of solutions to provide customers with improved production, efficiency, reliability, availability and lower emissions—such as our Power Crystal upgrade kit that significantly extends mean time between maintenance and can improve output for the MS5000 gas turbine product line.

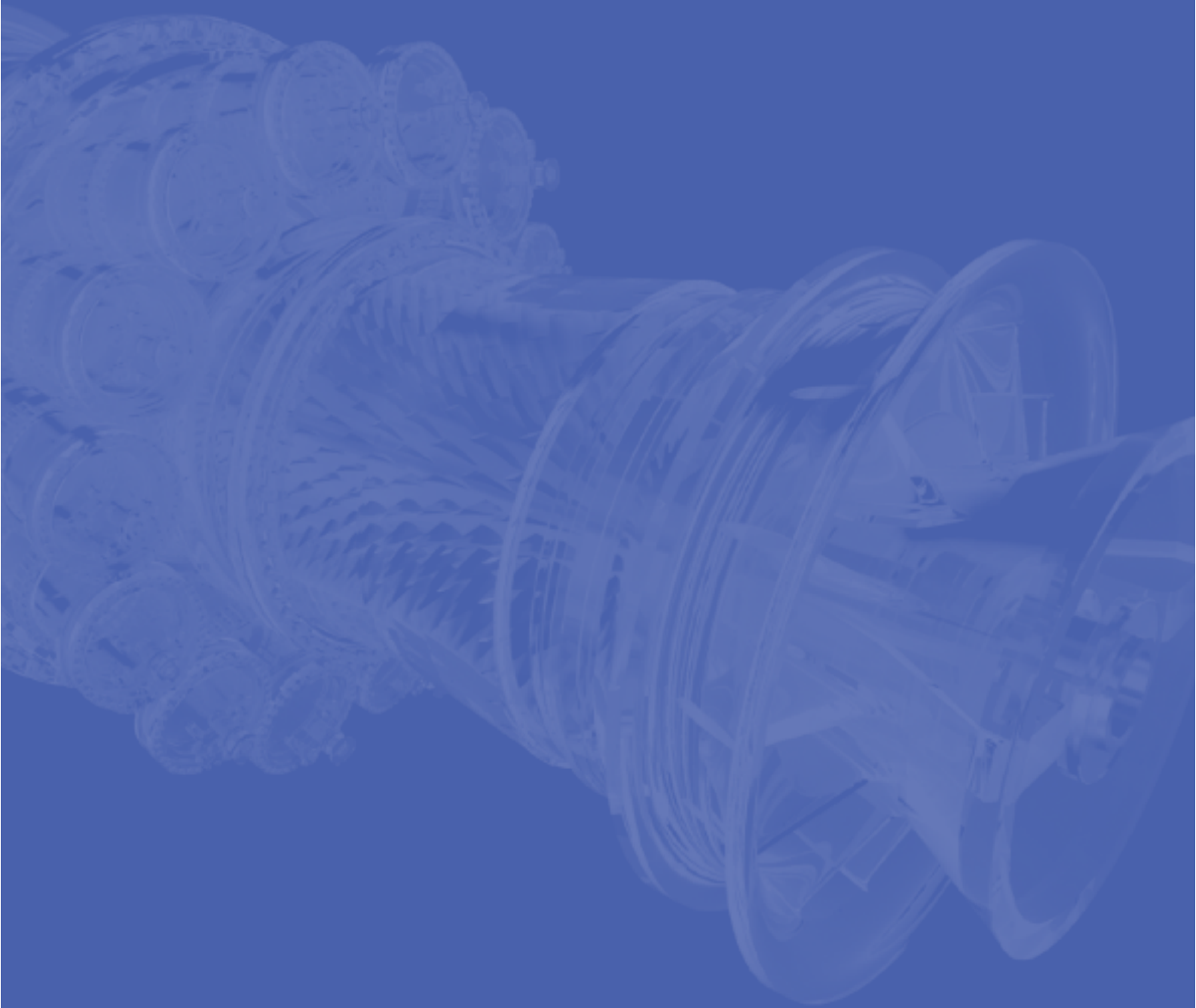


OIL & GAS TURBINES

	Turbine Model	Output	Heat Rate		Pressure Ratio	Turbine Speed (rpm)	Exhaust Flow		Exhaust Temp.	
			Btu/kWh	kJ/kWh			lb/sec	kg/sec	°F	°C
Generator Drive¹	GE10-1	11,250 kW	10,892	11,489	15.5:1	11,000	104.7	47.5	900	482
	MS5001	27,232 kW	11,813	12,460	10.6:1	5,094	276.1	125.2	900	482
	MS5002E	30,881 kW	9,799	10,336	17.0:1	5,714	225.0	102.1	946	508
Mechanical Drive²	MS5002C	38,650 hp	8,633	—	8.9:1	4,670	274.1	124.3	963	517
	MS5002D	43,207 hp	8,602	—	10.9:1	4,670	311.5	141.3	945	507
	MS5002E	42,914 hp	7,052	—	17.0:1	5,714	225.5	102.3	947	508

¹ ISO conditions @ base load | natural gas | no inlet/exhaust losses included | terminals output

² ISO conditions @ base load | natural gas | no inlet/exhaust losses included | shaft output





* Mark, OpFlex, H System, LMS100, Sprint and ecomagination are trademarks of General Electric Company.
Corex is a trademark of Siemens AG, which is not affiliated with the General Electric Company.

©2009, General Electric Company. All rights reserved.

GEA-12985H (06/09)